

**М. О. ДОЛМАТОВА**

# ТЕПЛОВЫЕ И МАССООБМЕННЫЕ ПРОЦЕССЫ В ХИМИЧЕСКОЙ ТЕХНОЛОГИИ

Учебное пособие



МИНИСТЕРСТВО НАУКИ И ВЫСШЕГО ОБРАЗОВАНИЯ  
РОССИЙСКОЙ ФЕДЕРАЦИИ  
УРАЛЬСКИЙ ФЕДЕРАЛЬНЫЙ УНИВЕРСИТЕТ  
ИМЕНИ ПЕРВОГО ПРЕЗИДЕНТА РОССИИ Б. Н. ЕЛЬЦИНА

М. О. Долматова

# ТЕПЛОВЫЕ И МАССООБМЕННЫЕ ПРОЦЕССЫ В ХИМИЧЕСКОЙ ТЕХНОЛОГИИ

Учебное пособие

Рекомендовано методическим советом  
Уральского федерального университета в качестве учебного пособия  
для студентов вуза, обучающихся по направлениям подготовки  
18.03.01 «Химическая технология»,  
18.03.02 «Энерго- и ресурсосберегающие процессы в химической  
технологии, нефтехимии и биотехнологии», 19.03.01 «Биотехнология»,  
по специальности 18.05.02 «Химическая технология материалов  
современной энергетики»

Екатеринбург  
Издательство Уральского университета  
2019

УДК 66-9(075.8)  
ББК 35.11я73-1  
Д647

Рецензенты:

кафедра физики и теплообмена Уральского института  
Государственной противопожарной службы МЧС России  
(заведующий кафедрой кандидат технических наук,  
доцент *А. А. Сушкевич*);

*Т. В. Якубова*, кандидат химических наук, доцент кафедры химии  
и процессов горения Уральского института  
Государственной противопожарной службы МЧС России

Научный редактор

*В. А. Никулин*, кандидат технических наук, доцент  
(Уральский федеральный университет)

**Долматова, М. О.**

Д647 Тепловые и массообменные процессы в химической технологии :  
учеб. пособие / М. О. Долматова ; [науч. ред. В. А. Никулин] ; М-во  
науки и высш. образования Рос. Федерации, Урал. федер. ун-т. —  
Екатеринбург : Изд-во Урал. ун-та, 2019. — 96 с.

ISBN 978-5-7996-2542-9

В учебном пособии приведены основные расчетные формулы, необходимые для решения задач по следующим разделам курса «Процессы и аппараты химической технологии»: теплопередача в химической аппаратуре, выпаривание, ректификация, сушка. Также приведены задачи по вышеуказанным разделам с примерами их решения.

Для студентов, осваивающих методы расчета химической аппаратуры путем рассмотрения и решения конкретных задач при изучении дисциплины «Процессы и аппараты химической технологии».

УДК 66-9(075.8)  
ББК 35.11я73-1

# ОГЛАВЛЕНИЕ

Предисловие.....	4
Тепловые процессы. Теплопередача в химической аппаратуре.....	6
Выпаривание.....	40
Массообменные процессы.....	56
Ректификация.....	56
Сушка.....	60
Задачи.....	64
Рекомендуемая литература.....	94

# ПРЕДИСЛОВИЕ

Целевой установкой практических занятий по курсу процессов и аппаратов является обучение студентов основам расчета химической аппаратуры путем рассмотрения и решения конкретных задач.

Без знания типовых методов расчета невозможно глубокое изучение учебной дисциплины «Процессы и аппараты химической технологии». Применение теоретических знаний для решения примеров и задач помогает приобрести навыки в расчетах, необходимые специалисту при проектировании и эксплуатации химических производств.

В освоении этой фундаментальной для химико-технологического образования учебной дисциплины существенную роль играют практические знания по расчетной части курса. С этой целью был создано данное учебное пособие.

Основная цель данного учебного пособия заключается в том, чтобы ускорить закрепление теоретических знаний и способствовать формированию у читателя инженерного образа мыслей, который поможет ему легче приспосабливаться к постоянно возрастающим требованиям химической промышленности.

Поэтому были выбраны методы расчета, которые имеют наиболее общее значение и могут быть использованы для решения типовых задач по процессам и аппаратам химической технологии.

Вводная часть каждого раздела, содержащая изложение и обоснование методов расчета и расчетных формул, не может заменить соответствующего раздела основного курса процессов и аппаратов. Поэтому автор рекомендует предварительно изучить имеющуюся специальную литературу (учебники или монографии), что облегчит читателю не только понимание методов расчета, но и прочное их усвоение.

# ТЕПЛОВЫЕ ПРОЦЕССЫ. ТЕПЛОПЕРЕДАЧА В ХИМИЧЕСКОЙ АППАРАТУРЕ

## Основные зависимости и расчетные формулы

### *Тепловые балансы*

При расчете тепловых балансов необходимо знать удельные величины теплоемкости, энтальпии (теплосодержания), теплоты фазовых или химических превращений.

Удельная теплоемкость — это количество тепла, необходимого для нагревания (или охлаждения) 1 кг вещества на 1 град. В системе СИ количество тепла выражается в джоулях, то есть так же, как и количество механической энергии, а в технической системе — в килокалориях:  $1 \text{ ккал} = 427 \text{ кг} \cdot \text{м} = 427 \cdot 9,81 \text{ н} \cdot \text{м} = 4190 \text{ Дж}$ . Следовательно,  $c = 1 \text{ ккал}/(\text{кг} \cdot \text{град}) = 4,19 \text{ кДж}/(\text{кг} \cdot \text{град})$ . Теплоемкость характеризует способность тела аккумулировать тепло.

Для газов, как известно, различают теплоемкости при постоянном объеме  $c_v$  и постоянном давлении  $c_p$ . Теплоемкость  $c_p$  включает в себя величину работы, которую совершает газ, расширяясь при нагревании на  $1^\circ\text{C}$ ,  $c_v + R \text{ кДж}/(\text{кмоль} \cdot \text{град})$ , где универсальная газовая постоянная  $R = 8,31 \text{ кДж}/(\text{кмоль} \cdot \text{град})$ .

В практике большинство процессов протекает при постоянном давлении, поэтому обычно приходится пользоваться значениями  $c_p$ . Значения  $c_v$  и  $c_p$  не зависят от давления, за исключением низких и высоких давлений.



Так как теплоемкость зависит от температуры, то различают истинную теплоемкость при данной температуре и среднюю теплоемкость в некотором интервале температур:

$$\bar{c} = \frac{Q}{t_2 - t_1},$$

где  $Q$  — количество тепла, сообщаемого единице количества вещества при измерении температуры от  $t_1$  до  $t_2$ .

Теплоемкость твердых и жидких тел незначительно изменяется с изменением температуры. Теплоемкость газов существенно увеличивается с повышением температуры.

В практике тепловых расчетов, как правило, приходится пользоваться средними теплоемкостями. Если значение средней теплоемкости для данного интервала температур в справочных таблицах не приводится, то оно может быть вычислено из приближенного выражения зависимости истинной теплоемкости от температуры:

$$c = \frac{dQ}{dt} = a + bt,$$

где  $a$  и  $b$  — опытные величины.

Интегрируя это выражение в заданном интервале температур от  $t_1$  до  $t_2$  и деля полученный результат на общее изменение температуры, получаем величину средней теплоемкости:

$$\bar{c} = a + \frac{b(t_2^2 - t_1^2)}{2(t_2 - t_1)},$$

или

$$\bar{c} = a + \frac{b}{2}(t_2 + t_1).$$

Удельная энтальпия  $i$  (если все расчеты вести от  $0^\circ\text{C}$ ) определяется количеством тепла, которое необходимо для нагревания 1 кг вещества от  $0^\circ\text{C}$  до данной температуры:

$$i = \int_0^{\bar{A}} c dt = \bar{c}t.$$

В системе СИ удельная энтальпия  $i$  измеряется в Дж/кг, а в технической системе — в ккал/кг.

Удельная теплота фазовых или химических превращений  $r$  — это количество тепла, которое выделяется (или поглощается) при изменении агрегатного состояния или химическом превращении единицы массы вещества. В системе СИ величина  $r$  измеряется в Дж/кг, а в технической системе — в ккал/кг.

Теплота фазовых или химических превращений зависит от температуры. Для нахождения ее при какой-либо температуре (если она известна, например 0 °С) пользуются обычным в термодинамике приемом кругового процесса. Проведем фазовое или химическое превращение при заданной температуре  $t$  и полученные продукты охладим от  $t$  до 0 °С. Количество тепла  $Q'$ , выделившегося при этом, в расчете на единицу массы вещества:

$$Q' = r_t + \sum \overline{c}_{\text{пр}} (t - 0) = r_t + \sum i_{\text{пр}},$$

где  $r_t$  — теплота превращения при  $t$ ;

$\sum \overline{c}_{\text{пр}}$  — сумма теплоемкостей продуктов превращения;

$\sum i_{\text{пр}}$  — сумма энтальпий продуктов превращения при  $t$ .

Проведем обратный процесс. Продукты превращения разложим до исходных веществ при температуре 0 °С и исходные вещества нагреем до  $t$ .

Количество тепла  $Q''$ , поглощенного при этом,

$$Q'' = r_{0^\circ} + \sum \overline{c} (t - 0) = r_{0^\circ} + \sum i_t,$$

где  $r_{0^\circ}$  — теплота превращения при 0 °С;

$\sum \overline{c}$  — сумма теплоемкостей исходных веществ;

$\sum i_t$  — сумма энтальпий исходных веществ при  $t$ .

Круговой процесс по закону сохранения энергии не должен давать ни избытка, ни убыли тепла. Следовательно,  $Q'$  должно быть равно  $Q''$ , откуда:

$$r_t = r_{0^\circ} + t \left( \sum \overline{c} - \sum \overline{c}_{\text{пр}} \right)$$

или

$$r_t = r_{0^\circ} + \sum i_t - \sum i_{np}.$$

**«Внутренний» метод составления теплового баланса** (с использованием величин теплоемкостей). В непрерывно действующем теплообменнике осуществляется обмен между двумя текучими средами, разделенными теплопередающей перегородкой. В аппарат в 1 ч поступает  $G_1$  кг первой среды, температура которой изменяется от  $t_{1н}$  до  $t_{1к}$ , и  $G_2$  кг второй среды с температурой, изменяющейся от  $t_{2н}$  до  $t_{2к}$ . Если  $t_1 > t_2$ , то в процессе теплообмена первая среда охлаждается, а вторая — нагревается.

Если в процессе теплообмена не происходит добавочного выделения или поглощения теплоты в результате фазовых или химических превращений и нет тепловых потерь в окружающую среду, то количество тепла, переходящего от первой среды ко второй в единицу времени — тепловой поток, или тепловая нагрузка, — равно:

$$Q = G_1 \bar{c}_1 (t_{1н} - t_{1к}) = G_2 \bar{c}_2 (t_{2к} - t_{2н}).$$

В системе СИ тепловой поток измеряется в Вт, а в технической системе — в ккал/ч:  $1 \text{ Вт} = 1 \text{ Дж/с} = 3600/4190 \text{ ккал/ч} = 0,86 \text{ ккал/ч}$ .

Если в процессе теплообмена происходят, например, в первой среде, фазовые или химические превращения (испарение жидкости, конденсация пара, плавление, химическая реакции и т. п.), то уравнение теплового баланса переписывается в следующем виде:

$$\begin{aligned} Q &= G_1 \bar{c}_1 (t_{1н} - t_{1np}) + r_t m + (G_1 - m) \bar{c}_1 (t_{1np} - t_{1к}) + m \bar{c}_{np} (t_{1np} - t_{1к}) = \\ &= G_2 \bar{c}_2 (t_{2к} - t_{2н}), \end{aligned}$$

где  $m$  — количество вещества, участвующего в превращении;

$\bar{c}_{np}$  — теплоемкость продуктов превращения;

$r_t$  — теплота превращения при температуре превращения  $t_{1np}$ .

Расчеты тепловых балансов по «внутреннему» методу связаны с рядом неудобств. Прежде всего нужно учитывать средние теплоемкости для данного интервала температур. В справочных же таблицах

значения средних теплоемкостей приводятся обычно для интервала от 0 °С до конечной температуры, указанной в таблицах. Поэтому для каждого случая значения средних теплоемкостей приходится специально вычислять из выражения зависимости истинной теплоемкости от температуры. Такое же неудобство встречается и при определении теплоты превращения. Ее также приходится каждый раз специально вычислять для заданной температуры процесса. Но еще сложнее обстоит дело с определением той температуры, при которой совершается данное превращение в аппарате. Эти превращения, как правило, проходят в растянутом интервале температур, и указание (назначение) какой-то одной определенной температуры для расчета величины  $r$  всегда вносит условность и неточность в расчет. Наконец, при наличии каких-либо превращений вещества необходимо учитывать изменение его теплоемкости до превращения  $c_1$  и после превращения  $c_{пр}$ .

В связи с этими затруднениями получил распространение другой — «внешний» — метод составления теплового баланса.

**«Внешний» метод составления теплового баланса** (с использованием величин удельных энтальпий). Тепловой баланс составляется исходя из того, что количество тепла  $Q_1$ , поступающего в аппарат за 1 ч с входящими средами, равно количеству тепла, уходящего со средами из аппарата за то же время,

$$Q_1 = G_1 i_{1н} + G_2 i_{2н} = G_1 i_{1к} + G_2 i_{2к}, \quad (1)$$

где  $i_{1н}$ ,  $i_{2н}$  и  $i_{1к}$ ,  $i_{2к}$  — энтальпии веществ, соответственно входящих в аппарат и выходящих из него.

В отличие от внутреннего метода составления теплового баланса, где рассматривается перераспределение тепла между теплообменивающимися средами в самом аппарате, в данном методе тепловой баланс составляется как бы по внешним показателям: до аппарата и после аппарата.

Из уравнения (1) можно определить количество тепла  $Q$ , переданного от одной среды к другой, как разность энтальпий:

$$Q_1 = G_1 (i_{1н} - i_{1к}) = G_2 (i_{2к} - i_{2н}).$$

При наличии фазовых или химических превращений в теплообменнике в первой среде уравнение теплового баланса запишется следующим образом:

$$Q_1 = G_1 i_{1н} + G_2 i_{2н} + r_0 m = (G_1 - m) i_{1к} + m i_{пр} + G_2 i_{2к},$$

где  $i_{пр}$  — энтальпия продуктов превращения при температуре выхода их из аппарата  $t_{1к}$ .

Количество тепла  $Q$ , переданного от одной среды к другой,

$$Q = (G_1 - m) i_{1н} - (G_1 - m) i_{1к} + m r_0 + m i_{1н} - m i_{пр} = G_2 (i_{2к} - i_{2н})$$

или

$$Q = (G_1 - m) (i_{1н} - i_{1к}) + m r_0 + m (i_{1н} - i_{пр}) = G_2 (i_{2к} - i_{2н}). \quad (2)$$

Расчет теплового баланса по внешнему методу существенно упрощает вычислительную работу. Прежде всего отпадает необходимость проводить расчет значений средних теплоемкостей, поскольку значения энтальпий веществ при любой температуре могут быть взяты непосредственно из справочных таблиц или термодинамических диаграмм (энтروпийных или тепловых).

При наличии в аппарате химических или фазовых превращений можно не рассчитывать теплоту превращения при данной температуре, так как в этом методе расчета величина  $r$  должна браться всегда при  $0^\circ\text{C}$ , то есть непосредственно из справочных таблиц. Последнее положение доказывается рассмотрением того же кругового процесса. Допустим, что все входящие вещества первой среды охлаждаются в аппарате до  $0^\circ\text{C}$ , то есть отдают тепло  $G_1 i_{1н}$ , и при этой температуре происходит превращение с выделением тепла  $m r_0$ . Затем непрореагировавшие вещества и продукты реакции нагреваются в аппарате до температуры  $t_{1к}$ , получая при этом тепло  $(G_1 - m) i_{1к} + m i_{пр}$ , с которым и выйдут из аппарата. Такое течение процесса и отражается уравнением (2), причем ясно, что величина  $r$  должна быть взята при  $0^\circ\text{C}$ .

## Кинетика теплопередачи

Различают три вида (механизма) теплопередачи: теплопроводность, конвекцию и излучение (лучеиспускание).

### *Передача тепла теплопроводностью*

Под теплопроводностью понимают переход тепловой энергии в среде без массовых ее движений относительно направления теплоперевода. Такой переход тепла наиболее характерен для твердых тел. Здесь тепло передается как энергия упругих колебаний атомов и молекул около их среднего положения. Эта энергия переходит к соседним атомам и молекулам в направлении ее уменьшения, то есть уменьшения температуры. Главную роль в переносе тепловой энергии в металлах играют свободные электроны, которые движутся хаотически подобно движению молекул газа (электронный газ).

В капельных жидкостях механизм передачи тепла теплопроводностью можно представить как перенос энергии путем нестройных упругих колебаний, так как на колебания накладывается тепловое хаотическое движение молекул. Вследствие этого положение каждой колеблющейся молекулы все время смещается. Энергия этих колебаний также передается от одной молекулы к другой, от слоя к слою в направлении уменьшения температуры. В газах механизм передачи тепла теплопроводностью обусловлен только хаотическим тепловым движением молекул. Молекулы переносят свою энергию из слоя в слой. Результирующий перенос тепловой энергии также протекает в направлении ее уменьшения, то есть понижения температуры.

*Закон Фурье.* Передача тепла теплопроводностью описывается законом Фурье, согласно которому количество тепла  $dQ_{\tau}$ , проходящее за время  $dt$  через поверхность  $dF$ , нормальную к направлению теплоперевода, равно:

$$dQ_{\tau} = -\lambda \frac{dt}{dl} dF d\tau,$$

где  $\lambda$  — коэффициент пропорциональности, называемый коэффициентом теплопроводности или теплопроводностью;  
 $dt/dl$  — градиент температуры, то есть изменение температуры на единицу длины в направлении теплопередачи.

Знак минус в правой части уравнения указывает на то, что тепловой поток направлен в сторону падения температуры. Разность и физический смысл коэффициента теплопроводности могут быть выяснены непосредственно из уравнения Фурье, если его решить относительно  $\lambda$ :

$$[\lambda] = \left[ \frac{dQ_{\tau} \cdot dl}{d\tau \cdot dF \cdot dt} \right] = \frac{\text{Дж} \cdot \text{м}}{\text{с} \cdot \text{м}^2 \cdot \text{град}} = \frac{\text{Вт}}{\text{м} \cdot \text{град}}.$$

### **Теплопроводность**

1. Уравнение теплопроводности для установившегося теплового потока через однослойную плоскую стенку:

$$q = \frac{Q}{F} = \frac{t_r - t_x}{r} = \frac{\lambda}{\delta}, \quad (3)$$

где  $q$  — удельный тепловой поток (удельная тепловая нагрузка), Вт/м<sup>2</sup>;

$Q$  — тепловой поток (расход тепла), Вт;

$F$  — площадь поверхности стенки, м<sup>2</sup>;

$t_r$  и  $t_x$  — температура горячей и холодной поверхности стенки, К или °С;

$r = \frac{\delta}{\lambda}$  — термическое сопротивление стенки,  $\frac{\text{м}^2 \cdot \text{К}}{\text{Вт}}$ ;

$\delta$  — толщина стенки, м;

$\lambda$  — коэффициент теплопроводности, Вт/(м · К).

Уравнение теплопроводности для установившегося теплового потока через многослойную плоскую стенку:

$$q = \frac{Q}{F} = \frac{t_r - t_x}{\sum r} = \frac{t_r - t_x}{\frac{\delta_1}{\lambda_1} + \frac{\delta_2}{\lambda_2} + \dots}.$$

2. Для цилиндрической однослойной стенки средняя площадь:

$$F_{\text{cp}} = \pi d_{\text{cp}} L = \frac{\pi(d_2 - d_1)L}{\ln \frac{d_2}{d_1}}, \quad (4)$$

где  $d_1$  и  $d_2$  — внутренний и наружный диаметры.

Уравнение теплопроводности для установившегося теплового потока через однослойную цилиндрическую стенку:

$$Q = \frac{\lambda}{\delta} (t_r - t_x) F_{\text{cp}} = \frac{2\pi\lambda(t_r - t_x)L}{\ln \frac{d_2}{d_1}},$$

где  $L$  — длина цилиндра, м.

Если отношение  $d_2/d_1 < 2$ , можно вместо вычисления по формуле (4) с достаточной точностью принимать для средней площади однослойной цилиндрической стенки величину:

$$F_{\text{cp}} = \frac{\pi(d_2 - d_1)L}{2}.$$

Уравнение теплопроводности для установившегося теплового потока через многослойную цилиндрическую стенку:

$$Q = \frac{2\pi L(t_r - t_x)}{\sum \frac{1}{\lambda} \ln \frac{d_{\text{н}}}{d_{\text{в}}}} = \frac{2\pi L(t_r - t_x)}{\frac{1}{\lambda_1} \ln \frac{d_2}{d_1} + \frac{1}{\lambda_2} \ln \frac{d_3}{d_2} + \dots}.$$

Здесь  $d_{\text{в}}$  и  $d_{\text{н}}$  — внутренний и наружный диаметры каждого цилиндрического слоя.

3. При отсутствии экспериментальных данных коэффициент теплопроводности жидкости  $\lambda$  в [Вт/(м · К)] при температуре  $\sim 30^\circ\text{C}$  может быть рассчитан по формуле:

$$\lambda_{30} = A_{\text{сп}} \sqrt[3]{\frac{\rho}{M}},$$



где  $c$  — удельная теплоемкость жидкости, Дж/(кг · К);

$\rho$  — плотность жидкости, кг/м<sup>3</sup>;

$M$  — молярная масса жидкости, кг/кмоль;

$A$  — коэффициент, зависящий от степени ассоциации жидкости.

Для ассоциированных жидкостей (например, воды)  $A = 3,58 \cdot 10^{-8}$ ,  
для неассоциированных (например, бензола) —  $A = 4,22 \cdot 10^{-8}$ .

Коэффициент теплопроводности жидкости при температуре  $t$  определяется по формуле:

$$\lambda_t = \lambda_{30} [1 - \varepsilon(t - 30)],$$

где  $\varepsilon$  — температурный коэффициент.

Значения температурного коэффициента  $\varepsilon \cdot 10^3$ :

Анилин	1,4	Пропиленовый спирт	1,4
Ацетон	2,2	Уксусная кислота	1,2
Бензол	1,8	Хлорбензол	1,5
Гексан	2,0	Хлороформ	1,8
Метиловый спирт	1,2	Этилацетат	2,1
Нитробензол	1,0	Этиловый спирт	1,4

Коэффициент теплопроводности водного раствора при температуре  $t$  определяется по формуле:

$$\lambda_{pt} = \lambda_{p30} \frac{\lambda_{vt}}{\lambda_{v30}},$$

где  $\lambda_p$  и  $\lambda_v$  — коэффициенты теплопроводности раствора и воды.

4. Коэффициент теплопроводности газа в [Вт/(м · К)] при нескольких давлениях может быть вычислен по формуле:

$$\lambda = B c_v \mu, \quad (5)$$

где  $c_v$  — удельная теплоемкость газа при постоянном объеме, Дж/(кг · К);

$\mu$  — динамический коэффициент вязкости газа, Па · с;

$$B = \frac{9k - 5}{4};$$

$k = \frac{c_p}{c_v}$  — показатель адиабаты.

Так как для газов данной атомности отношение  $c_p/c_v$  есть величина приблизительно постоянная, то для одноатомных газов  $B = 2,5$ , для трехатомных —  $B = 1,72$ .

Для расчета коэффициента теплопроводности смеси газов правило аддитивности в общем случае неприменимо.

### **Теплоотдача**

5. В табл. 1 дан перечень основных случаев теплоотдачи и соответствующих расчетных уравнений.

Таблица 1

#### **Перечень основных случаев теплоотдачи и соответствующих расчетных уравнений**

Вид теплоотдачи	Номер уравнения
<i>Конвективная теплоотдача, не сопровождающаяся изменением агрегатного состояния</i>	
I. Вынужденное движение	
1) течение в трубах и каналах:	
а) развитое турбулентное течение	(11)–(15)
б) переходная область	(16)
в) ламинарное течение	(18), (19)
2) поперечное обтекание пучков труб:	
а) гладких	(20)–(23)
б) оребренных	(24), (25)
3) течение вдоль плоской стенки	(26)–(28)
4) стекание жидкости пленкой по вертикальной поверхности	(29)–(32)
5) перемешивание жидкостей мешалками	(33)
II. Свободное движение (естественная конвекция)	(34)–(36)
<i>Теплоотдача при изменении агрегатного состояния</i>	
1) пленочная конденсация пара	(37)–(46)
2) кипение жидкостей	(47)–(49)

6. Основные критерии подобия, входящие в критериальные формулы конвективной теплоотдачи.

*Критерий Нуссельта*

$$Nu = \frac{\alpha l}{\lambda}, \quad (6)$$

характеризующий интенсивность перехода тепла на границе поток — стенка.

*Критерий Прандтля*

$$Pr = \frac{c\mu}{\lambda} = \frac{\nu}{\alpha}, \quad (7)$$

характеризующий отношение вязкостных и теплопроводных свойств теплоносителя.

*Критерий Рейнольдса*

$$Re = \frac{wl\rho}{\mu} = \frac{wl}{\nu}, \quad (8)$$

характеризующий соотношение сил инерции и трения в потоке.

*Критерий Галилея*

$$Ga = \frac{Re^2}{Fr} = \frac{gl^3\rho^2}{\mu^2} = \frac{gl^3}{\nu^2}, \quad (9)$$

характеризующий соотношение сил тяжести и трения в потоке.

*Критерий Грасгофа*

$$Gr = Ga\beta\Delta t = \frac{gl^3}{\nu^2}\beta\Delta t, \quad (10)$$

характеризующий соотношение сил трения и подъемной силы, обусловленной различием плотностей в отдельных точках неизо-термического потока.

Величины, входящие в выражения для критериев подобия и их единицы измерения, перечислены в табл. 2.

Таблица 2

**Величины, входящие в выражения  
для критериев подобия, и их единицы измерения**

Величина	Единица измерения
$\alpha$ — коэффициент теплоотдачи	Вт/(м <sup>2</sup> · К)
$\beta$ — коэффициент объемного расширения	К <sup>-1</sup>
$\rho$ — плотность	кг/м <sup>3</sup>
$\lambda$ — коэффициент теплопроводности	Вт/(м · К)
$\Delta t$ — разность температур стенки и жидкости (или наоборот)	К
$\mu$ — динамический коэффициент вязкости	Па · с
$\nu$ — кинематический коэффициент вязкости	м <sup>2</sup> /с
$\alpha = \lambda / c\rho$ — коэффициент температуропроводности	м <sup>2</sup> /с
$c$ — удельная теплоемкость (при постоянном давлении)	Дж/(кг · К)
$g$ — ускорение свободного падения	м/с <sup>2</sup>
$l$ — определяющий геометрический размер (для каждой формулы указывается, какой размер является определяющим)	м
$w$ — скорость	м/с
$r$ — теплота парообразования	Дж/кг

Физико-химические константы жидкости (газа), входящие в критериальные формулы конвективной теплоотдачи, необходимо брать по справочным данным при так называемой определяющей температуре. Какая температура принимается за определяющую, указывается для каждого частного случая теплоотдачи.

7. Во многие критериальные уравнения конвективной теплоотдачи входит множитель  $(Pr/Pr_{ct})^{0,25}$ , учитывающий направление теплового потока и близкий к единице, когда температуры жидкости и стенки не сильно отличаются. При вычислении критерия  $Pr_{ct}$  значения физико-химических констант жидкости надо брать по температуре стенки. Приближенные значения критерия  $Pr$  для капельных жидкостей можно определить по номограмме (рис. 1). Для воды значения критерия  $Pr$  даны в табл. 3.

Таблица 3

Значения критерия  $Pr$  для воды

Вещество	№ точки	Вещество	№ точки
Амиллацетат	31	Октан	33
Аммиак	14	Пентан	26
Анилин	5	Серная кислота, 111 %	1
Ацетон	25	Серная кислота, 98 %	2
Бензол	22	Серная кислота, 60 %	4
Бромистый этил	29	Сероуглерод	30
Бутиловый спирт	11	Соляная кислота, 30 %	21
Вода	17	Толуол	23
Гептан	32	Уксусная кислота, 100 %	15
Диэтиловый эфир	28	Уксусная кислота, 50 %	9
Глицерин, 50 %	6	Хлорбензол	35
Изоамиловый спирт	3	Хлороформ	34
Изопропиловый спирт	7	Четыреххлористый углерод	18
Йодистый этил	27	Этилацетат	24
Ксилол	19	Этиленгликоль	36
Метилловый спирт, 100 %	20	Этиловый спирт, 100 %	13
Метилловый спирт, 40 %	10	Этиловый спирт, 50 %	8

У капельных жидкостей с увеличением температуры величина критерия  $Pr$  уменьшается (рис. 1). Следовательно, для капельных жидкостей при нагревании  $Pr/Pr_{cr} > 1$ , а при охлаждении —  $Pr/Pr_{cr} < 1$ . На этом основании при проектировании теплообменников в расчете коэффициентов теплоотдачи для нагреваемых жидкостей можно принимать  $(Pr/Pr_{cr})^{0,25} = 1$ , допуская небольшую погрешность в сторону уменьшения коэффициента теплоотдачи, то есть в сторону запаса. Для охлаждающихся жидкостей, когда  $Pr/Pr_{cr} \geq 0,5$ , с достаточной точностью можно принимать среднее значение  $(Pr/Pr_{cr})^{0,25}$ , равное 0,93.

Для газов  $Pr/Pr_{cr} = 1$  как при нагревании, так и при охлаждении, поскольку для газа данной атомности (при невысоких давлениях)

критерий  $Pr$  является величиной приблизительно постоянной, не зависящей от температуры и давления.

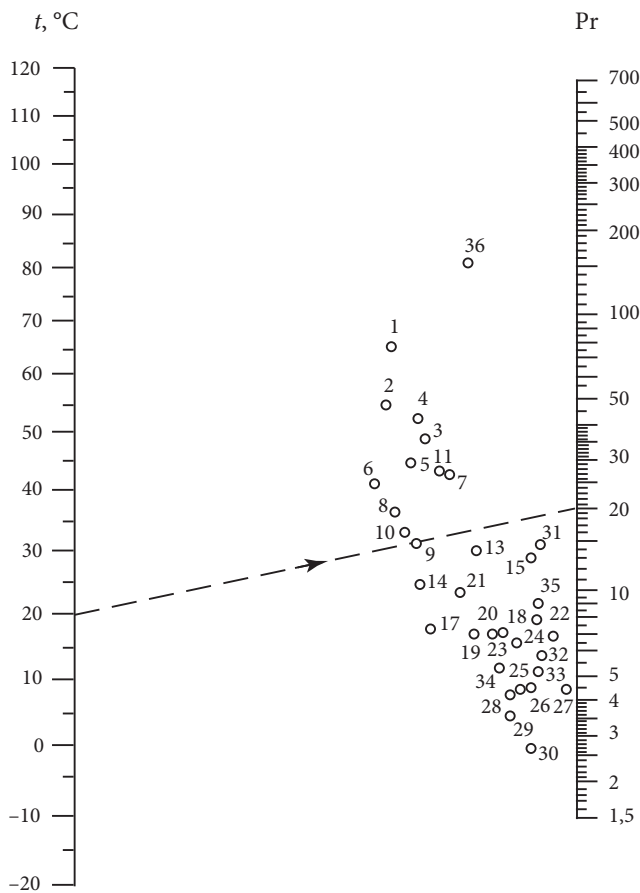


Рис. 1. Значения критерия  $Pr$  для жидкостей\*

\* Данное изображение и все последующие взяты из издания: Павлов К. Ф., Романков П. Г., Носков А. А. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии : учеб. пособие для вузов / под ред. П. Г. Романкова. Л. : Химия, 1987. 576 с.

Приближенные значения критерия  $Pr$  для газов, которыми рекомендуется пользоваться при расчетах:

Одноатомные газы	0,67
Двухатомные газы	0,72
Трехатомные газы	0,8
Четырех- и многоатомные газы	1,0

8. Теплоотдача при развитом турбулентном течении в прямых трубах и каналах ( $Re > 10\,000$ ).

Расчетная формула:

$$Nu = 0,021 Re^{0,8} Pr^{0,43} \left( \frac{Pr}{Pr_{ст}} \right)^{0,25} \varepsilon_l. \quad (11)$$

По уравнению (11) построена номограмма (рис. 2), рекомендуемая для расчетов.

1 этап:  $AB \rightarrow C$ ; 2 этап:  $DC \rightarrow E$ .

Выражение для критериев  $Nu$ ,  $Re$ ,  $Pr$  — см. уравнения 17 и следующие, а также табл. 2.

Определяющая температура — средняя температура жидкости (газа), определяющий геометрический размер  $l$  — эквивалентный диаметр  $d_s$ :

$$d_s = \frac{4f}{\Pi}, \quad (12)$$

где  $f$  — площадь поперечного сечения потока;

$\Pi$  — полный периметр сечения потока, независимо от того, какая часть этого периметра участвует в теплообмене.

Для труб круглого сечения —  $d_s = d$ .

Значения поправочного коэффициента  $\varepsilon_r$ , учитывающего влияние на коэффициент теплоотдачи отношения длины трубы  $L$  к ее диаметру  $d$ , приведены в табл. 4.

Для изогнутых труб (змеевиков) полученное по формуле (11) значение  $\alpha$  умножают на коэффициент  $\chi$ , учитывающий относительную кривизну змеевика:

$$\alpha_{зм} = \chi \alpha. \quad (13)$$

$$x = 1 + 3,54 \frac{d}{D}, \quad (14)$$

где  $d$  — внутренний диаметр трубы змеевика;  
 $D$  — диаметр витка змеевика.

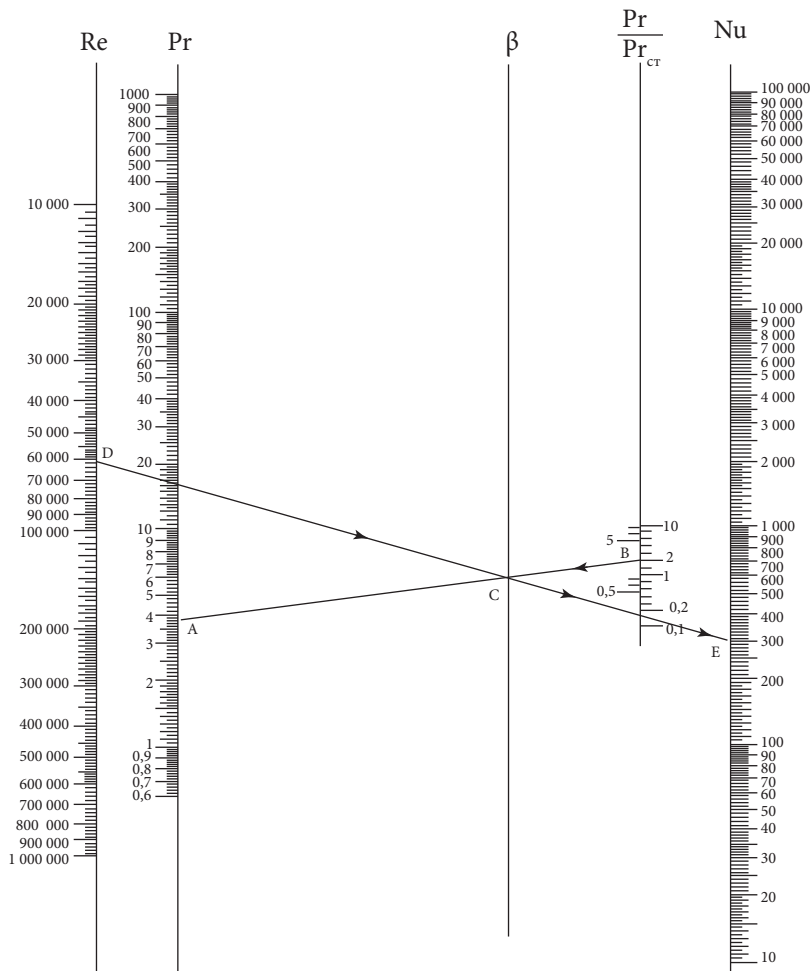


Рис. 2. Номограмма для определения коэффициента теплоотдачи  
 в прямых трубах при  $Re > 10000$  и  $\varepsilon_l = 1$



Значения поправочного коэффициента  $\varepsilon_l$ 

Значение критерия Re	Отношение $L/d$				
	10	20	30	40	50 и более
$1 \cdot 10^4$	1,23	1,13	1,07	1,03	1
$2 \cdot 10^4$	1,18	1,10	1,05	1,02	1
$5 \cdot 10^4$	1,13	1,08	1,04	1,02	1
$1 \cdot 10^5$	1,10	1,06	1,03	1,02	1
$1 \cdot 10^6$	1,05	1,03	1,02	1,01	1

Для газов расчетная формула упрощается, так как для газа  $Pr/Pr_{cr} = 1$ , а  $Pr$  зависит только от атомности газа. Для газов уравнение (11) приводится к виду:

$$Nu = C\varepsilon_l Re^{0,8}, \quad (15)$$

Например, для воздуха:

$$Nu = 0,018\varepsilon_l Re^{0,8}. \quad (16)$$

9. Теплоотдача в переходной области ( $2\,300 < Re < 10\,000$ ).

Точных расчетных зависимостей не имеется.

Для практических расчетов рекомендуется пользоваться графиком рис. 3 или приближенным уравнением:

$$Nu = 0,008 Re^{0,9} Pr^{0,43}. \quad (17)$$

Определяющая температура — средняя температура жидкости, определяющий размер — эквивалентный диаметр (уравнение 12).

10. Теплоотдача при ламинарном течении в прямых трубах и каналах ( $Re < 2\,300$ ):

а) при отсутствии заметного влияния свободной конвекции, когда  $Gr \ll 4ReNu$ , расчетная формула для  $Re > 10$  и  $L/d > 10$  имеет вид:

$$Nu = 1,4 \left( Re \frac{d}{L} \right)^{0,4} Pr^{0,33} \left( \frac{Pr}{Pr_{cr}} \right)^{0,25}, \quad (18)$$

где  $L$  — длина трубы, м.

Определяющая температура — средняя температура жидкости, определяющий размер — диаметр трубы или ширина канала. Формула 29 действительна при  $Re \frac{d}{L} Pr^{5/6} > 15$ . Если  $Re \frac{d}{L} Pr^{5/6} < 15$ , рекомендуется пользоваться приближенной зависимостью:

$$Nu = 4 \left( \frac{Pr}{Pr_{ct}} \right)^{0,25} ; \quad (19)$$

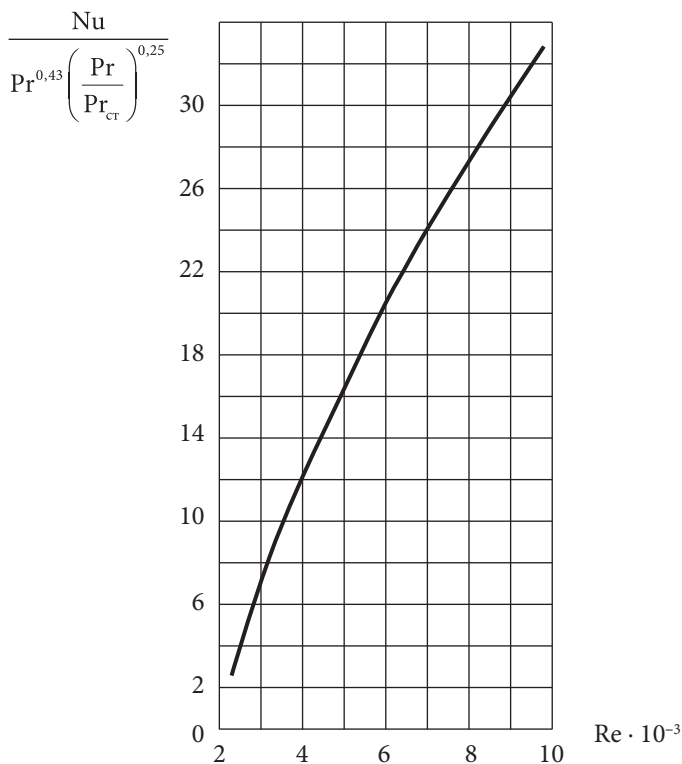


Рис. 3. Зависимость  $\frac{Nu}{Pr^{0,43} \left( \frac{Pr}{Pr_{ct}} \right)^{0,25}}$  от критерия  $Re$  в переходной области

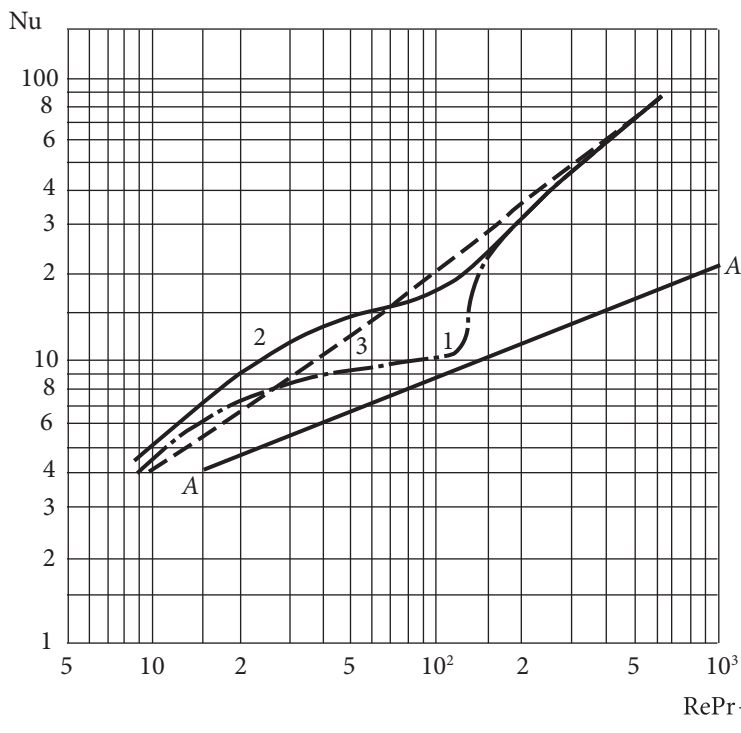


Рис. 4. Теплоотдача при ламинарном течении: 1 — вертикальные трубы (направления вынужденного и свободного движения совпадают); 2 — горизонтальные трубы; 3 — вертикальные трубы (направления вынужденного и свободного движения противоположны); AA — при отсутствии свободной конвекции

6) при  $Gr > 4ReNu$  (критерий  $Nu$  подсчитывается по формуле (18), критерий  $Gr$  — по формуле (10) при  $l = d$ ) влияние свободной конвекции значительно. В таком случае определять значение критерия  $Nu$  рекомендуется по графику (рис. 4), построенному по экспериментальным данным для вязкостно-гравитационного режима (вязкостно-гравитационный режим наступает при  $GrPr > 5 \cdot 10^5$  при значениях  $GrPr = (8 \div 25) \cdot 10^5$ ). Во всех критериях графика (рис. 4) физико-химические константы взяты по температуре пограничного слоя, равной  $0,5(t_{ж} + t_{ст})$ . Расчет облегчается

тем, что произведение  $\text{RePr} \frac{d}{L} = \frac{wd^2}{\alpha L}$  ( $\alpha$  — коэффициент теплопроводности) в небольших пределах изменения температуры практически постоянно.

Линия AA на рис. 4 построена по уравнению  $\text{Nu} = 1,4 \left( \text{RePr} \frac{d}{L} \right)^{0,4}$ , близкому к уравнению (18) при  $(\text{Pr}/\text{Pr}_{\text{ст}})^{0,25} = 1$ .

11. Теплоотдача при поперечном обтекании пучка гладких труб:

а)  $\text{Re} < 1000$ . Для коридорных и шахматных пучков:

$$\text{Nu} = 0,56 \text{Re}^{0,5} \text{Pr}^{0,36} \left( \frac{\text{Pr}}{\text{Pr}_{\text{ст}}} \right)^{0,25} \varepsilon_{\varphi}. \quad (20)$$

б)  $\text{Re} > 1000$ . Для коридорных пучков:

$$\text{Nu} = 0,22 \text{Re}^{0,65} \text{Pr}^{0,36} \left( \frac{\text{Pr}}{\text{Pr}_{\text{ст}}} \right)^{0,25} \varepsilon_{\varphi}. \quad (21)$$

Для шахматных пучков:

$$\text{Nu} = 0,4 \text{Re}^{0,6} \text{Pr}^{0,36} \left( \frac{\text{Pr}}{\text{Pr}_{\text{ст}}} \right)^{0,25} \varepsilon_{\varphi}. \quad (22)$$

Определяющая температура — средняя температура жидкости, определяющий размер — наружный диаметр трубы.

Коэффициентом  $\varepsilon_{\varphi}$  учитывается влияние угла атаки  $\varphi$  (рис. 5). Его значения приведены в табл. 5.

Таблица 5

Значения коэффициента $\varepsilon_{\varphi}$									
$\varphi$	90	80	70	60	50	40	30	20	10
$\varepsilon_{\varphi}$	1	1	0,98	0,94	0,88	0,78	0,67	0,52	0,42

Формулы (20)–(22) дают значения коэффициентов теплоотдачи для третьего и последующего рядов труб в пучке. При достаточно

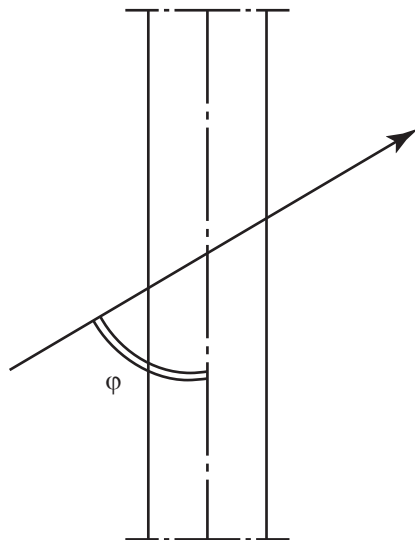


Рис. 5. Угол атаки

большом числе рядов эти значения приближенно можно считать для всего пучка.

Для газов формулы упрощаются, так как  $Pr/Pr_{ct} = 1$ , а  $Pr$  зависит только от атомности газа. Для воздуха при  $Re > 1\,000$  и при шахматном расположении труб:

$$Nu = 0,356Re^{0,6}\epsilon_{\varphi}. \quad (23)$$

Применительно к кожухотрубным теплообменникам с поперечными перегородками (рис. 6) в формулах (20)–(23) принимают коэффициент  $\epsilon_{\varphi} = 0,6$ , учитывая, что теплоноситель в межтрубном пространстве лишь часть пути движется поперек труб и при угле атаки, меньшем  $90^\circ$ ; кроме того, он может протекать через щели между перегородками и кожухом или трубами.

Теплоотдача при обтекании пучка труб с поперечными ребрами.

Расчетная формула имеет вид:

$$\text{Nu} = C \left( \frac{d}{t} \right)^{-0,54} \left( \frac{h}{t} \right)^{-0,14} \text{Re}^n \text{Pr}^{0,4}. \quad (24)$$

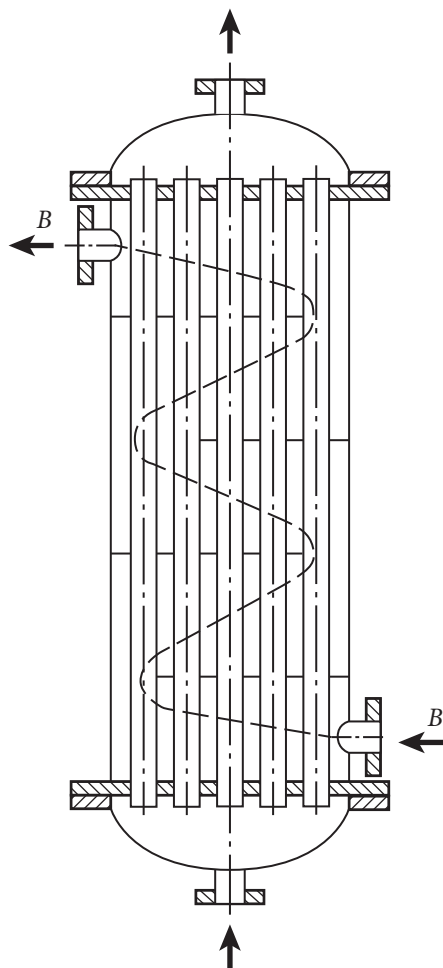


Рис. 6. Кожухотрубный теплообменник с сегментными поперечными перегородками

В этой формуле (рис. 7):

$d$  — наружный диаметр несущей трубы, м;

$t$  — шаг ребер, м;

$h = \frac{D-d}{2}$  — высота ребра, м.

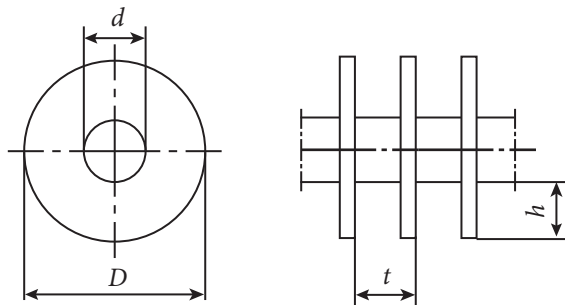


Рис. 7. Труба с поперечными ребрами

Для коридорных пучков:  $C = 0,116$ ,  $n = 0,72$ ; для шахматных пучков:  $C = 0,25$ ,  $n = 0,65$ .

Определяющая температура — средняя температура жидкости, определяющий размер — шаг ребер  $t$ .

Формула (24) применима при значениях  $Re = 3\,000 \div 25\,000$  и при  $3 < d/t < 4,8$ .

По вычисленному из уравнения (24) коэффициенту теплоотдачи определяют по графику (рис. 8) так называемый приведенный коэффициент теплоотдачи  $\alpha_{пр}$ , который и подставляют в формулу для коэффициента теплопередачи (отнесенного к полной наружной поверхности  $F_n$ ):

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_{пр}} + \frac{1}{\alpha_2} \frac{F_n}{F_b} + \sum r_{ст}}, \quad (25)$$

где  $F_n$  — площадь полной наружной поверхности оребренной трубы на единицу длины, включая поверхность ребер;

- $F_v$  — площадь внутренней поверхности несущей трубы на единицу длины;
- $\alpha_2$  — коэффициент теплоотдачи для потока, проходящего внутри трубы, Вт/(м<sup>2</sup> · К);
- $\sum r_{ct}$  — сумма термических сопротивлений стенки и загрязнений.

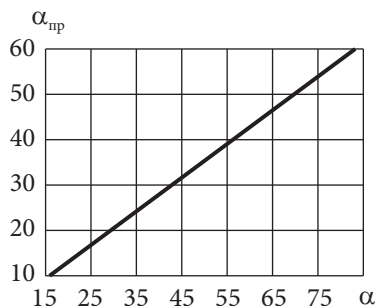


Рис. 8. Зависимость  $\alpha_{пр}$  от  $\alpha$

### 13. Теплоотдача при течении вдоль плоской поверхности.

Расчетные формулы:

а)  $Re < 5 \cdot 10^5$

$$Nu = 0,66 Re^{0,5} Pr^{0,33} \left( \frac{Pr}{Pr_{ct}} \right)^{0,25}; \quad (26)$$

б)  $Re > 5 \cdot 10^5$

$$Nu = 0,037 Re^{0,8} Pr^{0,43} \left( \frac{Pr}{Pr_{ct}} \right)^{0,25}. \quad (27)$$

Определяющая температура — средняя температура жидкости, определяющий размер — длина обтекаемой стенки по направлению движения потока.

Для расчетов по формуле (27) можно использовать номограмму (рис. 2), умножая полученное значение критерия Nu на величину  $0,037/0,021 = 1,76$ .



Для газов формулы упрощаются. Для воздуха уравнение (27) приводится к виду:

$$\text{Nu} = 0,032 \text{Re}^{0,8}. \quad (28)$$

14. Теплоотдача при стекании жидкости пленкой по вертикальной поверхности:

а) при турбулентном стекании пленки ( $\text{Re} > 2000$ ):

$$\text{Nu} = 0,01 (\text{GaPrRe})^{1/3}; \quad (29)$$

б) при ламинарном стекании пленки ( $\text{Re} < 2000$ ):

$$\text{Nu} = 0,67 (\text{Ga}^2 \text{Pr}^3 \text{Re})^{1/9}. \quad (30)$$

Определяющая температура — средняя температура пограничного слоя, равная  $(t_{\text{ст}} + t_{\text{ж}})/2$ . Определяющие размеры в критериях Nu, Ga и Re разные:

$$\text{Nu} = \frac{\alpha H}{\lambda},$$

$$\text{Ga} = \frac{H^3 \rho^2 g}{\mu^2},$$

$$\text{Re} = \frac{w d_3 \rho}{\mu},$$

где  $H$  — высота поверхности, м;

$d_3 = \frac{4f}{\Pi}$  — эквивалентный диаметр пленки, м;

$f$  — площадь поперечного сечения пленки, м<sup>2</sup>;

$\Pi$  — омываемый пленкой периметр, м.

Применительно к трубчатым пленочным теплообменникам, в которых жидкость стекает пленкой по внутренней поверхности вертикальной трубы, имеем:

$$f = \pi(d - b)b,$$

$$\Pi = \pi d,$$

$$d_3 = \frac{4f}{\Pi} = \frac{4(d-b)b}{d},$$

где  $d$  — внутренний диаметр трубы, м;  
 $b$  — толщина пленки, м.

Если в пленочном теплообменнике, состоящем из  $n$  труб, в секунду стекает по трубам  $G$  кг жидкости, то из уравнения расхода получаем:

$$w\rho = \frac{G}{fn} = \frac{G}{\pi(d-b)bn}.$$

Следовательно

$$\text{Re} = \frac{wd_3\rho}{\mu} = \frac{4G}{\pi dn\mu}. \quad (31)$$

При  $\text{Re} \leq 1500$  толщина пленки  $b$  определяется теоретическим уравнением:

$$b = \sqrt[3]{\frac{3G\mu}{\Pi\rho^2g}}. \quad (32)$$

15. Теплоотдача при перемешивании жидкостей мешалками.

Коэффициент теплоотдачи в аппаратах со змеевиками, рубашками и мешалкой можно рассчитать по уравнению:

$$\text{Nu} = C\text{Re}^m\text{Pr}^{0,33} \left( \frac{\mu}{\mu_{\text{ст}}} \right)^{0,14} \Gamma^{-1}, \quad (33)$$

где

$$\text{Nu} = \frac{\alpha d_{\text{м}}}{\lambda};$$

$$\text{Re} = \frac{\rho n d_{\text{м}}^2}{\mu};$$

$$\Gamma = \frac{D}{d_m};$$

где  $D$  — диаметр сосуда;

$n$  — частота вращения мешалки;

$d_m$  — диаметр окружности, ометаемой мешалкой;

$\mu_{ct}$  — динамический коэффициент вязкости жидкости при температуре стенки рубашки или змеевика;

$\mu$  — динамический коэффициент вязкости жидкости при средней температуре  $(t_{cp.ж} + t_{ct})/2$ .

Значение остальных физических констант надо брать при средней температуре жидкости в сосуде  $t_{cp.ж}$ .

Для аппаратов с рубашками:  $C = 0,36$ ,  $m = 0,67$ ; для аппаратов со змеевиками:  $C = 0,87$ ,  $m = 0,62$ .

Формула (33) дает удовлетворительные результаты для турбинных, пропеллерных и лопастных мешалок с  $\Gamma = D/d_m = 2,5 \div 4$  в аппаратах диаметром до 1,5 м.

16. Теплоотдача при свободном движении (при естественной конвекции).

Расчетные уравнения:

1) Теплоотдача снаружи горизонтальных труб при  $10^3 < GrPr < 10^9$ :

$$Nu = 0,5(GrPr)^{0,25} \left( \frac{Pr}{Pr_{ct}} \right)^{0,25}. \quad (34)$$

2) Для вертикальных поверхностей, плоских и цилиндрических:

а) при  $10^3 < GrPr < 10^9$

$$Nu = 0,76(GrPr)^{0,25} \left( \frac{Pr}{Pr_{ct}} \right)^{0,25}; \quad (35)$$

б) при  $GrPr > 10^9$

$$Nu = 0,15(GrPr)^{0,33} \left( \frac{Pr}{Pr_{ct}} \right)^{0,25}. \quad (36)$$

Определяющая температура — температура окружающей среды, определяющий размер: для горизонтальных труб — диаметр, для вертикальных поверхностей — высота.

17. Теплоотдача при пленочной конденсации насыщенного пара:

а) конденсация на плоской или цилиндрической вертикальной поверхности высотой  $H$  м при ламинарном течении пленки конденсата.

Теоретическая формула Нуссельта с поправкой на волнообразование в пленке ( $\rho_{\text{ж}} \gg \rho_{\text{п}}$ ):

$$\alpha = 1,15^4 \sqrt{\frac{\lambda^3 \rho^2 r g}{\mu \Delta t H}}, \quad (37)$$

где  $\Delta t = t_{\text{конд}} - t_{\text{ст}}$ .

Остальные обозначения смотри табл. 2. Значения физико-химических констант жидкости (конденсата)  $\lambda$ ,  $\rho$ ,  $\mu$  в уравнении (37)

отнесены к средней температуре пленки конденсата  $t_{\text{пл}} = \frac{t_{\text{конд}} + t_{\text{ст}}}{2}$ ,

а значение  $r$  — к температуре конденсации  $t_{\text{конд}}$ . Когда разность температур ( $t_{\text{конд}} - t_{\text{ст}}$ ) не превышает 30–40 К, с достаточной точностью при технических расчетах можно брать значения констант по температуре конденсации;

б) конденсация на наружной поверхности одиночной горизонтальной трубы диаметром  $d$  м.

Теоретическая формула:

$$\alpha = 0,72^4 \sqrt{\frac{\lambda^3 \rho^2 r g}{\mu \Delta t d}}. \quad (38)$$

Величины те же, что и в уравнении (37).

При технических расчетах в тех случаях, когда второй коэффициент теплоотдачи значительно ниже, для конденсирующегося водяного пара можно принимать приблизительно  $\alpha = 10\,000 \div 12\,000 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$ ;

в) конденсация пара на наружной поверхности пучка горизонтальных труб.

В пучке горизонтальных труб на нижних трубах слой конденсата увеличивается за счет конденсата, стекающего с труб, расположенных выше. Это приводит к снижению коэффициента теплоотдачи для нижних рядов.

Средний для всего пучка коэффициент теплоотдачи может быть рассчитан по уравнению:

$$\alpha_{\text{ср}} = \varepsilon \alpha, \quad (39)$$

где  $\alpha$  — коэффициент теплоотдачи для одиночной горизонтальной трубы, вычисляемый по формуле (38);

$\varepsilon$  — усредненный для всего пучка коэффициент, зависящий от расположения труб в пучке и от числа труб  $n_{\text{в}}$  в каждом вертикальном ряду; значения  $\varepsilon$  берут по графику (рис. 9);

г) зависимости (37) и (38) могут быть представлены в ином виде, часто более удобном для технических расчетов. Подставляя в уравнения значение  $\Delta t = q/\alpha$  (где  $q$  — удельная тепловая нагрузка, Вт/м<sup>2</sup>), получаем:

— для вертикальных поверхностей

$$\alpha = 1,21\lambda \left( \frac{\rho^2 r g}{\mu H} \right)^{1/3} q^{-1/3}; \quad (40)$$

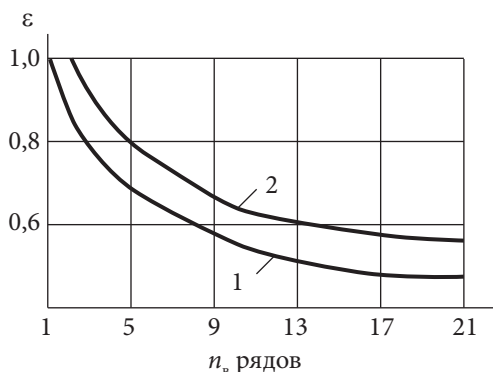


Рис. 9. Зависимость коэффициента  $\varepsilon$  от числа труб  $n_{\text{в}}$  в вертикальном ряду:  
1 — шахматное расположение; 2 — коридорное расположение

— для одиночных горизонтальных труб

$$\alpha = 0,645\lambda \left( \frac{\rho^2 r g}{\mu d} \right)^{1/3} q^{-1/3}. \quad (41)$$

Можно получить зависимость коэффициента теплоотдачи в трубчатом конденсаторе от расхода конденсирующегося пара. Из уравнений

$$rG = \alpha \Delta t F, \quad (42)$$

$$F = \pi d n L, \quad (43)$$

где  $r$  — удельная теплота конденсации пара;

$G$  — массовый расход конденсирующегося пара;

$F$  — площадь поперечного трубчатого конденсатора, состоящего из  $n$  труб наружным диаметром  $d$ ;

$L$  — длина трубы (для вертикальных труб — высота  $H$ );

находим:

$$H \Delta t = \frac{rG}{\alpha \pi d n};$$

$$d \Delta t = \frac{rG}{\alpha \pi n L}.$$

Подставляя эти значения соответственно в уравнения (37) и (38), получаем:

— для вертикальных труб:

$$\alpha = 3,78\lambda_3 \sqrt[3]{\frac{\rho^2 d n}{\mu G}}; \quad (44)$$

— для пучка горизонтальных труб:

$$\alpha_{\text{ср}} = 2,02\lambda_3 \sqrt[3]{\frac{\rho^2 n L}{\mu G}}, \quad (45)$$

где  $\varepsilon$  — см. уравнение (39);

д) конденсация внутри горизонтальных труб и змеевиков.

Общая критериальная зависимость для случая конденсации водяного пара приводится к виду:

$$\alpha = 1,36 A q^{0,5} L^{0,35} d^{-0,25}, \quad (46)$$

где  $A$  — коэффициент, объединяющий физико-химические константы воды и пара (его значения в зависимости от температуры конденсации приведены на рис. 10.

$q$  — удельная тепловая нагрузка, Вт/м<sup>2</sup>;

$L$  — длина трубы, м;

$d$  — внутренний диаметр трубы, м.

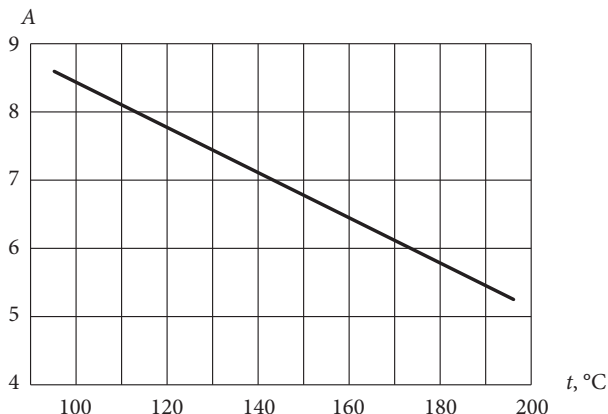


Рис. 10. Значение коэффициента  $A$

При конденсации пара в змеевиках длина змеевика не должна быть очень большой, так как в нижней части длинных змеевиков скапливается конденсат, что ухудшает теплоотдачу; кроме того, уменьшается давление пара, что приводит к снижению полезной разности температур.

По практическим данным, для паровых змеевиков начальная скорость пара в змеевике не должна превышать  $\sim 30$  м/с. При средней разности температур  $\Delta t_{\text{cp}} = 30 - 40$  К предельное наибольшее отношение змеевика к диаметру трубы  $L/d$  в зависимости от давления пара  $p$  составляет:

$p_{\text{абс}}:$

кПа	490,5	294,3	147,1	78,5
ат	5	3	1,5	0,8
$(L/d)_{\text{макс}}$	275	225	175	125

При других значениях  $\Delta t_{\text{cp}}$  для паровых змеевиков приведенные значения  $L/d$  следует умножать на коэффициент  $6/\sqrt{\Delta t_{\text{cp}}}$ ;

е) конденсация пара, содержащего неконденсирующийся газ (воздух).

Если пар содержит воздух или другой неконденсирующийся газ, то теплоотдача при конденсации сильно ухудшается. На рис. 11 приведены полученные опытным путем значения отношения  $\epsilon_r = \alpha_b / \alpha$  в зависимости от концентрации  $\bar{Y}$  воздуха в паре.

Здесь  $\alpha$  — коэффициент теплоотдачи при конденсации чистого пара, рассчитываемый по уравнениям (31)–(40);  $\alpha_b$  — то же при содержании воздуха в паре;  $\bar{Y}$  — относительная массовая концентрация воздуха в паре, кг воздуха/кг пара.

#### 18. Теплоотдача при кипении жидкостей

При развитии пузырькового кипения, когда удельная тепловая нагрузка  $q$  меньше критической ( $q_{\text{кр.1}}$ ), коэффициент теплоотдачи для кипящей жидкости может быть рассчитан по уравнению (3):

$$\alpha = b \left( \frac{\lambda^2}{\nu \sigma T_{\text{кип}}} \right)^{1/3} q^{2/3} \quad (47)$$

или

$$\alpha = b^3 \left( \frac{\lambda^2}{\nu \sigma T_{\text{кип}}} \right) \Delta t^2. \quad (48)$$

Здесь  $b$  — безразмерный коэффициент, зависящий только от отношения плотностей жидкости и пара:

$$b = 0,075 \left[ 1 + 10 \left( \frac{\rho_{\text{ж}}}{\rho_{\text{п}}} - 1 \right)^{-2/3} \right], \quad (49)$$



(значения коэффициента  $b$  даны на рис. 12);

$\sigma$  — поверхностное натяжение, Н/м;

$T_{\text{кип}}$  — температура кипения, К;

$q$  — удельная тепловая нагрузка, Вт/м<sup>2</sup>;

$$\Delta t = t_{\text{ст}} - t_{\text{кип}}$$

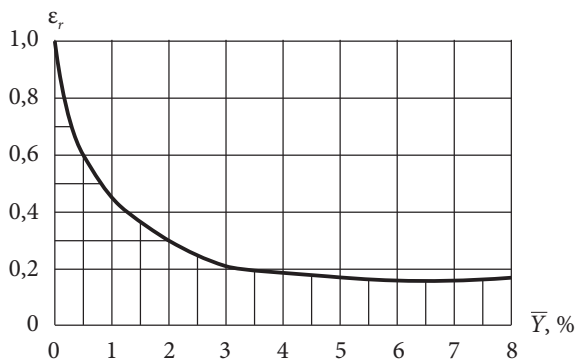


Рис. 11. Зависимость поправочного коэффициента  $\varepsilon_r$  от концентрации воздуха в паре

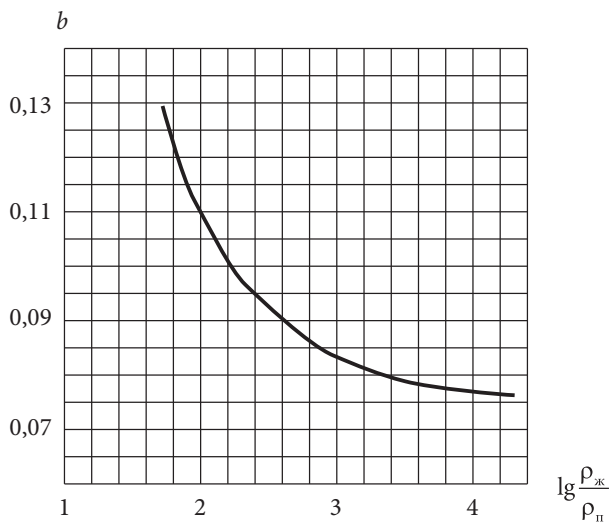


Рис. 12. Значение коэффициента  $b$

# ВЫПАРИВАНИЕ

## Основные зависимости и расчетные формулы

1. Уравнение материального баланса процесса выпаривания:

$$G_{\text{нач}} = G_{\text{кон}} + W,$$

$$G_{\text{нач}} x_{\text{нач}} = G_{\text{кон}} x_{\text{кон}},$$

где  $G_{\text{нач}}$ ,  $G_{\text{кон}}$  — массовые расходы начального (исходного) раствора и конечного (упаренного) раствора, кг/с;

$x_{\text{нач}}$ ,  $x_{\text{кон}}$  — массовые доли растворенного вещества в начальном и конечном растворе;

$W$  — массовый расход выпариваемой воды, кг/с

$$W = G_{\text{нач}} \left( 1 - \frac{x_{\text{нач}}}{x_{\text{кон}}} \right).$$

2. Из теплового баланса выпарного аппарата следует, что расход тепла на выпаривание  $Q$  (в Вт) включает расход тепла на нагревание начального раствора  $Q_{\text{нагр}}$ , на испарение воды  $Q_{\text{исп}}$  и на потери в окружающую среду  $Q_{\text{пот}}$ :

$$Q = Q_{\text{нагр}} + Q_{\text{исп}} + Q_{\text{пот}}.$$

Расход тепла на нагревание начального раствора:

$$Q_{\text{нагр}} = G_{\text{нач}} c_{\text{нач}} (t_{\text{кип}} - t_{\text{нач}}),$$

где  $c_{\text{нач}}$  — удельная теплоемкость начального раствора, Дж/(кг · К);

$t_{\text{кип}}$  — средняя температура кипения раствора в выпарном аппарате, °С или К;

$t_{\text{нач}}$  — температура начального раствора на входе его в выпарной аппарат, °С или К.

Если раствор поступает в выпарной аппарат в перегретом состоянии ( $t_{\text{нач}} > t_{\text{кип}}$ ), то  $Q_{\text{нагр}}$  имеет отрицательный знак и расход тепла в выпарном аппарате сокращается, так как часть воды испаряется за счет тепла, выделяющегося при охлаждении поступающего раствора от  $t_{\text{нач}}$  до  $t_{\text{кип}}$ . Величина  $G_{\text{нач}} c_{\text{нач}} (t_{\text{кип}} - t_{\text{нач}})$  носит название теплоты самоиспарения.

Расход тепла на испарение воды:

$$Q_{\text{исп}} = W(i - c_{\text{в}} t_{\text{кип}}),$$

где  $i$  — удельная энтальпия вторичного пара, Дж/кг;

$c_{\text{в}}$  — удельная теплоемкость воды, Дж/(кг · К).

Приближенно, считая вторичный пар насыщенным и теплоту испарения такой же, как для чистой воды (в Дж/кг), которую при расчете выпарных аппаратов обычно берут по среднему давлению в аппарате.

Расход тепла на компенсацию потерь в окружающую среду  $Q_{\text{пот}}$  при расчете выпарных аппаратов принимают в размере 3–5 % от суммы ( $Q_{\text{нагр}} + Q_{\text{исп}}$ ). Величину  $Q_{\text{пот}}$  можно подсчитать по уравнению:

$$Q_{\text{пот}} = \alpha F_{\text{нар}} (t_{\text{ст}} - t_{\text{возд}}),$$

где  $\alpha = \alpha_{\text{л}} + \alpha_{\text{к}}$  — суммарный коэффициент теплоотдачи лучеиспусканием и конвекцией, Вт/(м² · К);

$F_{\text{нар}}$  — площадь наружной поверхности теплоизолированного аппарата, м²;

$t_{\text{ст}}$  — температура наружной поверхности изоляции, °C или K;

$t_{\text{возд}}$  — температура окружающего воздуха, °C или K.

В общем случае в тепловом балансе выпарного аппарата должна учитываться еще затрата тепла на дегидратацию растворенного вещества, но обычно эта величина по сравнению с другими статьями теплового баланса мала и ею можно пренебречь.

Расход греющего пара  $G_{\text{г.п.}}$  (в кг/с) в выпарном аппарате определяют по уравнению:

$$G_{\text{г.п.}} = \frac{Q}{(i'' - i')x} = \frac{Q}{r_{\text{г.п.}}x},$$

где  $i''$  — удельная энтальпия сухого насыщенного пара, Дж/кг;

$i'$  — удельная энтальпия конденсата при температуре конденсации, Дж/кг;

$x$  — паросодержание (степень сухости) греющего пара;

$r_{\text{г.п.}}$  — удельная теплота конденсации греющего пара, Дж/кг.

Удельный расход пара на выпарку  $d$  представляет собой отношение расхода греющего пара  $G_{\text{г.п.}}$  к расходу испаряемой воды  $W$ :

$$d = \frac{G_{\text{г.п.}}}{W}.$$

3. Удельная теплоемкость раствора может быть вычислена по общей формуле:

$$c = c_1x_1 + c_2x_2 + c_3x_3 + \dots,$$

где  $c_1, c_2, c_3, \dots$  — удельные теплоемкости компонентов;

$x_1, x_2, x_3, \dots$  — массовые доли компонентов.

Для расчета удельной теплоемкости двухкомпонентных (вода + растворенное вещество) разбавленных водных растворов ( $x < 0,2$ ) пользуются приближенной формулой:

$$c = 4190(1 - x),$$

где 4190 Дж/(кг · K) — удельная теплоемкость воды;

$x$  — концентрация растворенного вещества, масс. доли.

Для концентрированных двухкомпонентных водных растворов ( $x > 0,2$ ) расчет ведут по формуле:

$$c = 4190(1 - x) + c_1 x,$$

где  $c_1$  — удельная теплоемкость безводного растворенного вещества, Дж/(кг · К).

Удельную теплоемкость химического соединения при отсутствии экспериментальных данных можно рассчитать по уравнению:

$$Mc = n_1 C_1 + n_2 C_2 + n_3 C_3 + \dots, \quad (50)$$

где  $M$  — молекулярная масса химического соединения;  
 $c$  — его массовая удельная теплоемкость, Дж/(кг · К);  
 $n_1, n_2, n_3, \dots$  — число атомов элементов, входящих в соединение;  
 $C_1, C_2, C_3, \dots$  — атомная теплоемкость, Дж/(кг-атом · К).

При расчетах по формуле (50) применяются значения атомных теплоемкостей (табл. 6).

4. Для определения температуры кипения растворов и органических жидкостей можно воспользоваться уравнением:

$$\frac{\lg p_{A_1} - \lg p_{A_2}}{\lg p_{B_1} - \lg p_{B_2}} = C \quad (51)$$

и номограммой рис. 13.

Здесь  $p_{A_1}$  и  $p_{B_1}$  — давления насыщенного пара двух жидкостей при одной и той же температуре  $t_1$ ;  $p_{A_2}$  и  $p_{B_2}$  — давления насыщенного пара этих жидкостей при температуре  $t_2$ ;  $C$  — постоянная.

Температура кипения жидкостей может быть также найдена по правилу линейности химико-технических функций:

$$\frac{t_1 - t_2}{\theta_1 - \theta_2} = K, \quad (52)$$

где  $t_1$  и  $t_2$  — температуры кипения раствора или органической жидкости при двух разных давлениях  $p_1$  и  $p_2$ ;

$\theta_1$  и  $\theta_2$  — температуры кипения воды или другой эталонной жидкости при тех же давлениях (рис. 14 и 15).

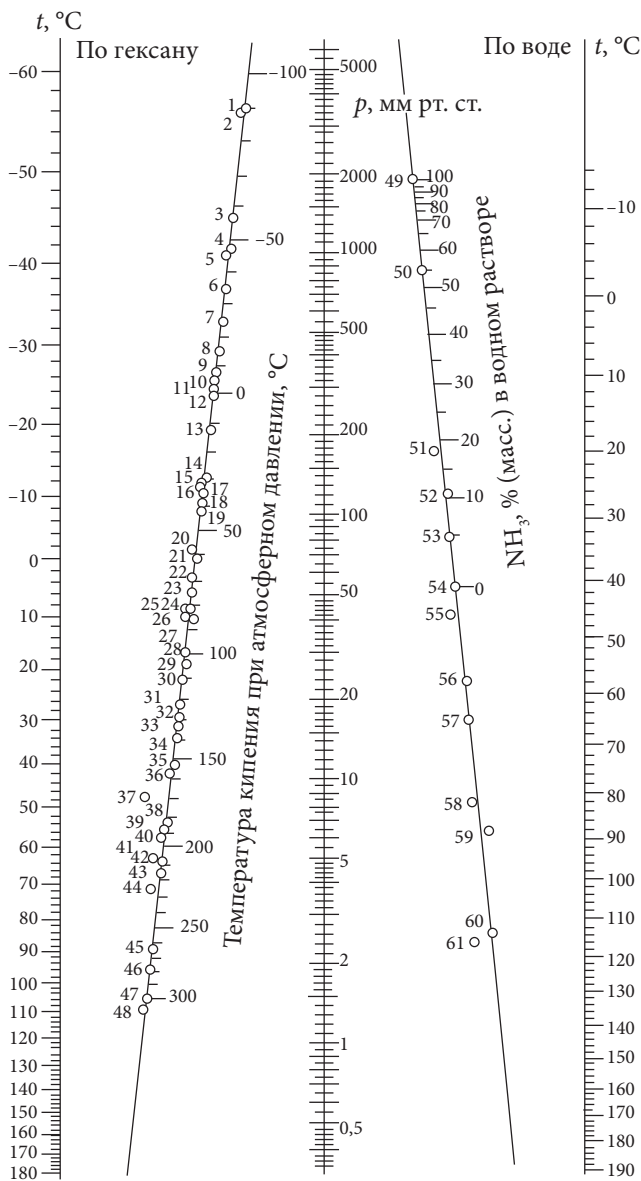


Рис. 13. Номограмма для определения насыщенного пара и температуры кипения некоторых жидкостей

Таблица 6

## Значения атомных теплоемкостей

Элемент	Атомная теплоемкость элементов для химических соединений, кДж/(кг·атом · К)	
	в твердом состоянии	в жидком состоянии
C	7,5	11,7
H	9,6	18,0
B	11,3	19,7
Si	15,9	24,3
O	16,8	25,1
F	20,95	29,3
P	22,6	31,0
S	22,6	31,0
Остальные	26,0	33,5

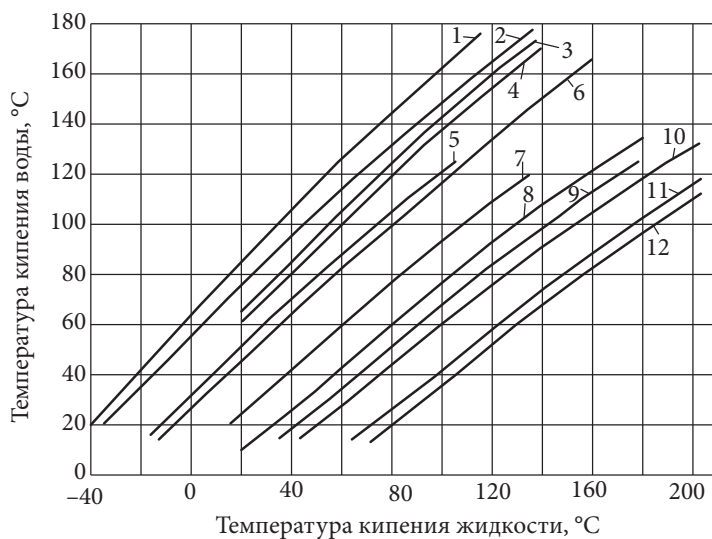


Рис. 14. Диаграмма линейности для определения температуры кипения (по воде): 1 — диэтиловый эфир; 2 — сероуглерод; 3 — ацетон; 4 — хлороформ; 5 — четыреххлористый углерод; 6 — бензол; 7 — толуол; 8 — хлорбензол; 9 — о-ксилол; 10 — бромбензол; 11 — бензальдегил; 12 — анилин

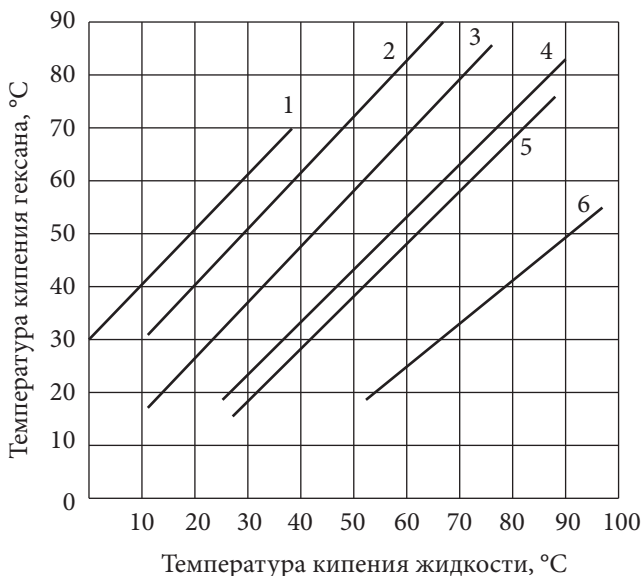


Рис. 15. Диаграмма линейности для определения температуры кипения (по гексану): 1 — диэтиловый эфир; 2 — сероуглерод; 3 — хлороформ; 4 — четыреххлористый углерод; 5 — бензол; 6 — толуол

Для того чтобы определить по уравнениям (51) или (52) температуру кипения какой-либо жидкости при заданном давлении, должны быть известны температуры кипения этой жидкости при двух других давлениях. Если для какого-либо раствора известна только одна температура кипения при одном давлении, то можно определить температуру кипения этого раствора при другом давлении, воспользовавшись правилом Бабо:

$$\left( \frac{p}{p_0} \right)_t = \text{const}$$

с поправкой В. Н. Стабникова для концентрированных водных растворов, кипящих под вакуумом (табл. 7).

Здесь  $p$  — давление пара раствора;  $p_0$  — давление насыщенного пара чистого растворителя при той же температуре.



Таблица 7

**Поправка В. Н. Стабникова для концентрированных  
водных растворов, кипящих под вакуумом**

Отношение $p/p_0$							Поправка $\pm \Delta t$ , К
0,9	0,8	0,7	0,6	0,5	0,4	0,3	
Давление $p$ , мм рт. ст.							
100	200	400	450	500	550	650	0,9
–	50	200	350	450	500	550	1,8
–	–	100	275	300	350	400	2,6
–	–	–	150	200	250	300	3,6

Если теплота растворения положительна (тепло выделяется при растворении), то поправка берется со знаком плюс, если отрицательна, то со знаком минус.

5. Удельную теплоту парообразования жидкости  $r$  (в Дж/кг) при давлении  $p$  можно определить по уравнению:

$$r = r_{\text{эт}} \frac{M_{\text{эт}}}{M} \left( \frac{T}{\theta} \right)^2 \frac{d\theta}{dT} \quad (53)$$

с применением правила линейности, позволяющего найти величину  $d\theta/dT$ .

В формуле (53):

$r$  и  $r_{\text{эт}}$  — удельная теплота парообразования искомой и эталонной жидкостей при одном и том же давлении  $p$ , Дж/кг;

$M$  и  $M_{\text{эт}}$  — молярные массы этих жидкостей, кг/кмоль;

$T$  и  $\theta$  — температуры кипения их при давлении  $p$ , К;

$d\theta$ ,  $dT$  — дифференциалы температур кипения эталонной жидкости и жидкости, для которой определяется теплота парообразования (на основании правила линейности отношение дифференциалов заменяют отношением разностей температур кипения при двух давлениях).

Удельная теплота парообразования неполярных жидкостей  $r$  (в Дж/кг) при атмосферном давлении может быть вычислена по формуле Кистяковского:

$$r = 19,2 \cdot 10^3 \frac{T}{M} (1,91 + \lg T),$$

где  $T$  — температура кипения, К;

$M$  — мольная масса жидкости, кг/кмоль.

6. Как видно на рис. 16, давление в среднем слое выпариваемого раствора:

$$p_{\text{ср}} = p_1 + \frac{H_{\text{ур}}}{2} \rho_{\text{р}} g = p_0 + \Delta p_{\text{г.с.}} + \Delta p_{\text{г.э.}},$$

где  $p_0$  — давление (абс.) насыщения (конденсации) вторичного пара в том пространстве, куда он поступает из выпарного аппарата (например, в барометрическом конденсаторе);

$\Delta p_{\text{г.с.}}$  — потеря давления вторичного пара на преодоление гидравлического сопротивления сепаратора и коммуникации; она может быть подсчитана по уравнению:

$$\Delta p_{\text{г.с.}} = \frac{w^2 \rho_{\text{п}}}{2} \left( 1 + \frac{\lambda L}{d} + \sum \xi \right),$$

$w$  — скорость вторичного пара, м/с;

$\rho_{\text{п}}$  — плотность вторичного пара, кг/м<sup>3</sup>;

$\lambda$  — коэффициент сопротивления при прохождении вторичного пара через сепаратор и коммуникации, безразмерный;

$L$  — длина сепаратора, м;

$d$  — диаметр сепаратора, м;

$\xi$  — коэффициент местного сопротивления, безразмерный;

$\Delta p_{\text{г.э.}} = \frac{H_{\text{ур}}}{2} \rho_{\text{р}} g$  — повышение давления в жидкости на глубине

$H_{\text{ур}}/2$  от поверхности (так называемый гидростатический эффект);

$\rho_{\text{р}}$  — плотность раствора, кг/м<sup>3</sup>.

Соответствующая давлению в среднем слое раствора его средняя температура кипения определяется следующим образом:

$$t_{\text{кип}} = t_{\text{ср}} + \Delta t_{\text{депр}} = t_0 + \Delta t_{\text{г.с.}} + \Delta t_{\text{г.э.}} + \Delta t_{\text{депр}}, \quad (54)$$

где  $t_{\text{ср}}$  — температура кипения воды при давлении  $p_{\text{ср}}$ ;

$t_0$  — температура кипения воды при давлении  $p_0$ ;

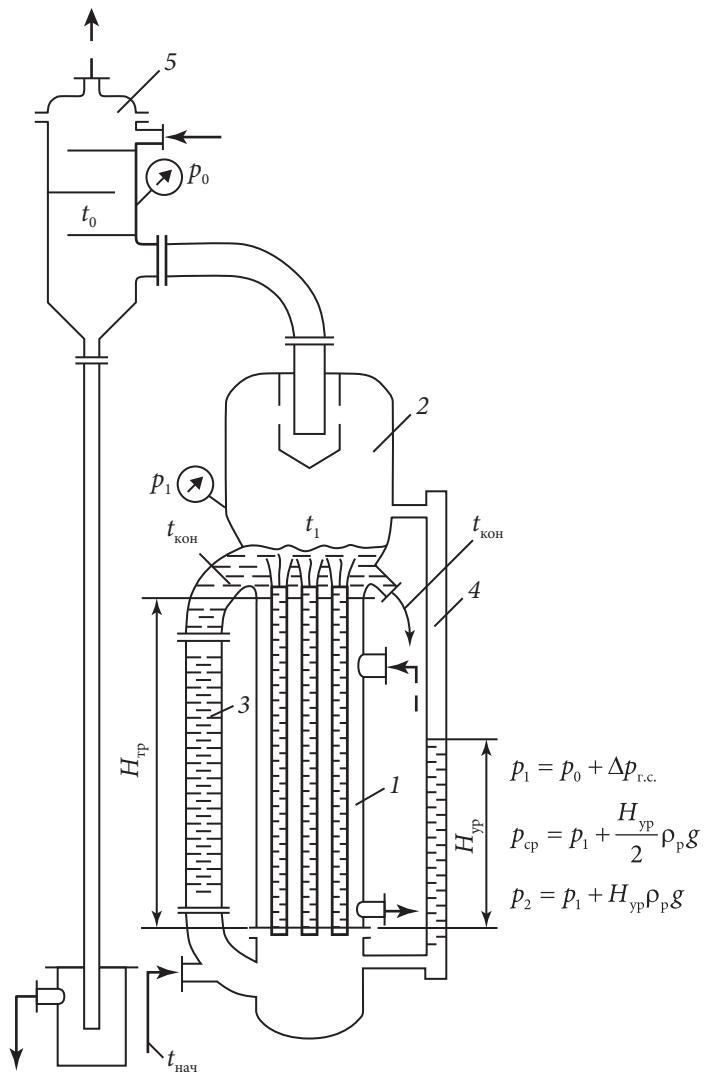


Рис. 16. К определению  $p_{\text{ср}}$ :  
 1 — греющая камера; 2 — сепаратор; 3 — циркуляционная труба;  
 4 — водомерное стекло; 5 — барометрический конденсатор

$\Delta t_{\text{депр}}$  — повышение температуры кипения раствора по сравнению с температурой кипения воды при том же давлении  $p_{\text{ср}}$  (температурная депрессия);

$\Delta t_{\text{г.с.}}$  — повышение температуры кипения, вызванное повышением давления  $\Delta p_{\text{г.с.}}$  (гидравлическая депрессия); при расчетах обычно принимают  $\Delta t_{\text{г.с.}} = 1 - 1,5 \text{ К}$ ;

$\Delta t_{\text{г.э.}}$  — повышение температуры кипения в среднем слое раствора из-за гидростатического эффекта (гидростатическая депрессия).

Гидростатическая депрессия  $\Delta t_{\text{г.э.}}$ , связанная с величиной  $\Delta p_{\text{г.э.}}$ , зависит от высоты уровня раствора, определяемой по водомерному стеклу, и от плотности раствора. Оптимальная высота уровня при выпаривании водных растворов в выпарных аппаратах с естественной циркуляцией может быть рассчитана по формуле:

$$H_{\text{ур}} = [0,26 + 0,0014(\rho_{\text{р}} - \rho_{\text{в}})] H_{\text{тр}},$$

где  $H_{\text{ур}}$  — оптимальная высота уровня по водомерному стеклу, м;  
 $H_{\text{тр}}$  — рабочая высота труб, м;  
 $\rho_{\text{р}}$  и  $\rho_{\text{в}}$  — плотности раствора (конечной концентрации) и воды при температуре  $t_{\text{кип}}$ , кг/м<sup>3</sup>.

Величина  $\Delta t_{\text{г.э.}}$  определяется по уравнению:

$$\Delta t_{\text{г.э.}} = t_{\text{ср}} - t_1,$$

где  $t_{\text{ср}}$  — температура кипения воды при давлении  $p_{\text{ср}}$ ;

$$t_1 = t_0 + \Delta t_{\text{г.с.}}$$

7. Разность между температурой конденсации греющего пара  $t_{\text{г.п.}}$  и средней температурой кипения раствора  $t_{\text{кип}}$  называют полезной разностью температур:

$$\Delta t_{\text{пол}} = t_{\text{г.п.}} - t_{\text{кип}}. \quad (55)$$

Величина  $\Delta t_{\text{пол}}$  выражает среднюю движущую силу ( $\Delta t_{\text{ср}}$ ) в уравнении теплопередачи при определении поверхности нагрева выпарного аппарата.

Из уравнений (54) и (55) получаем:

$$\Delta t_{\text{пол}} = t_{\text{г.п.}} - t_0 - (\Delta t_{\text{депр}} + \Delta t_{\text{г.э.}} + \Delta t_{\text{г.с.}}) = \Delta t_{\text{общ}} - \Sigma \Delta t_{\text{пот}},$$

где  $\Sigma \Delta t_{\text{пот}} = \Delta t_{\text{депр}} + \Delta t_{\text{г.э.}} + \Delta t_{\text{г.с.}}$  называют суммой температурных потерь.

В многокорпусных выпарных установках  $\Delta t_{\text{общ}}$  — разность между температурной конденсацией греющего пара первого корпуса и температурой конденсации вторичного пара последнего корпуса;  $\Sigma \Delta t_{\text{пот}} = \Delta t_{\text{депр}} + \Delta t_{\text{г.э.}} + \Delta t_{\text{г.с.}}$  — сумма температурных потерь во всех корпусах.

8. Распределение полезной разности температур между отдельными корпусами производится:

а) в случае расчета на минимальную общую поверхность всех корпусов — пропорционально  $\sqrt{Q/K}$  :

$$\Delta t_i = \frac{\Delta t_{\text{пол}} \sqrt{Q_i / K_i}}{\sum_{i=1}^n \sqrt{Q_i / K_i}};$$

б) в случае расчета на равную поверхность корпусов — пропорционально отношению  $Q/K$ :

$$\Delta t_i = \frac{\Delta t_{\text{пол}} Q_i / K_i}{\sum_{i=1}^n \frac{Q_i}{K_i}},$$

где  $Q_i$  — тепловая нагрузка корпуса;

$K_i$  — коэффициент теплопередачи в корпусе.

9. Расход воды на конденсатор  $G_b$  (в кг/с) определяется из уравнения теплового баланса конденсатора:

$$G_b = \frac{W(i'' - i')}{c(t_2 - t_1)},$$

где  $W$  — расход вторичного пара, поступающего в конденсатор, кг/с;

$i''$  — удельная энтальпия этого пара, Дж/кг;

$i'$  — удельная энтальпия конденсата при выходе из конденсатора, Дж/кг;

$t_1$  — начальная температура охлаждающей воды, °С или К;

$t_2$  — температура выходящей воды, °С или К;

$c$  — средняя удельная теплоемкость воды, Дж/(кг · К).

В конденсаторах смешения температура конденсата равна конечной температуре охлаждающей воды  $t_2$ . Поэтому в конденсаторах смешения:

$$G_B = W \frac{i'' - ct_2}{c(t_2 - t_1)}.$$

Количество воздуха, откачиваемого вакуум-насосом из барометрического конденсатора,  $G_{\text{возд}}$  (в кг/с) определяют по эмпирической формуле:

$$G_{\text{возд}} = 0,000025(W + G_B) + 0,01 W,$$

где  $W$  — расход вторичного пара, поступающего в конденсатор, кг/с;

$G_B$  — расход воды на конденсатор, кг/с.

Объем насыщенного водяным паром воздуха  $V$  (в м<sup>3</sup>/с), откачиваемого из противоточного барометрического конденсатора:

$$V = \frac{RG_{\text{возд}} T_{\text{возд}}}{M_{\text{возд}} (\Pi - P_{\text{г}})} = \frac{287 T_{\text{возд}} G_{\text{возд}}}{\Pi - P_{\text{п}}}.$$

Здесь  $T_{\text{возд}}$  — температура воздуха (в К), откачиваемого из барометрического конденсатора; определяется по приближенной эмпирической формуле:

$$T_{\text{возд}} = 273 + \left[ t_{\text{в.нач.}} + 0,1(t_{\text{в.кон.}} - t_{\text{в.нач.}}) + 4 \right],$$

где  $t_{\text{в.нач.}}$  и  $t_{\text{в.кон.}}$  — начальная и конечная температура воды, °С (конечную температуру воды  $t_{\text{в.кон.}}$  принимают не менее чем на 3 °С ниже температуры конденсации вторичного пара);

$P$  — давление (абс.) в барометрическом конденсаторе, Па;

$P_{\text{п}}$  — давление насыщенного водяного пара при температуре  $T_{\text{возд}}$ , Па.

Высота барометрической трубы  $H$  (в м) зависит от величины вакуума в конденсаторе и равняется:

$$H = H_0 + H_{\text{г.с.}} + 0,5,$$

где  $H_0 = 10,33 \frac{b}{760}$ ;

$b$  — вакуум в конденсаторе, мм рт. ст.;

$$H_{\text{г.с.}} = \frac{w^2}{2g} \left( 1 + \lambda \frac{H}{d} + 1,5 \right)$$

$w$  — скорость воды в трубе, м/с;

$\lambda$  — коэффициент трения;

$d$  — диаметр трубы, м.

10. Массовое количество образовавшихся кристаллов  $G_{\text{кр}}$  (в кг) определяется из уравнения материального баланса кристаллизатора:

$$G_{\text{кр}} = \frac{G_1(x_2 - x_1) - Wx_2}{x_2 - x_{\text{кр}}},$$

где  $G_1$  — количество исходного раствора, кг;

$x_1$  — концентрация исходного раствора по безводной соли, массовые доли или %;

$x_2$  — концентрация по безводной соли маточного раствора после кристаллизации, массовые доли или %;

$W$  — количество испаренного растворителя, кг;

$x_{\text{кр}} = \frac{M}{M_{\text{кр}}}$  — отношение мольных масс безводного растворенного вещества и кристаллогидрата.

Если вещество кристаллизуется в безводной форме, то  $x_{\text{кр}} = 1$ .

При проведении процесса кристаллизации без удаления части растворителя ( $W = 0$ ):

$$G_{\text{кр}} = \frac{G_1(x_1 - x_2)}{x_{\text{кр}} - x_2}.$$

11. Удельную теплоту растворения  $q_p$  (в Дж/кг) твердых веществ, обладающих небольшой растворимостью, можно определить по формуле:

$$q_p = \frac{19,2 \cdot 10^3 \lg \frac{c_1}{c_2}}{M \left( \frac{1}{T_2} - \frac{1}{T_1} \right)},$$

где  $c_1$  и  $c_2$  — растворимость вещества при температурах  $T_1$  и  $T_2$ , К;  
 $M$  — молярная масса растворенного вещества, кг/моль.

Удельную теплоту плавления  $q_{\text{пл}}$  (в Дж/кг) при отсутствии экспериментальных данных можно вычислять по следующим приближенным зависимостям:

а) для неорганических соединений

$$q_{\text{пл}} = 25,1 \cdot 10^3 \frac{T_{\text{пл}}}{M};$$

б) для органических соединений

$$q_{\text{пл}} = 41,9 \cdot 10^3 \frac{T_{\text{пл}}}{M},$$

где  $T_{\text{пл}}$  — температура плавления, К;  
 $M$  — молярная масса соединения, кг/моль.

Количество тепла  $Q$  (в Дж), выделяющегося при кристаллизации без испарения части растворителя, определяется из уравнения теплового баланса кристаллизатора:

$$Q = G_1 c (t_1 - t_2) + G_{\text{кр}} q,$$

где  $G_1$  — количество исходного раствора, кг;



- $c$  — удельная теплоемкость исходного раствора, Дж/(кг · К);  
 $t_1$  и  $t_2$  — начальная и конечная температуры раствора, °С или К;  
 $G_{\text{кр}}$  — количество образовавшихся кристаллов, кг;  
 $q$  — удельная теплота кристаллизации, Дж/кг.

# МАССООБМЕННЫЕ ПРОЦЕССЫ

## РЕКТИФИКАЦИЯ

### Основные зависимости и расчетные формулы

1. Уравнение материального ректификационной колонны непрерывного действия (рис. 17):

$$G_F = G_D + G_W, \quad (56)$$

$$G_F x_F = G_D x_D + G_W x_W, \quad (57)$$

где  $G_F$ ,  $G_D$ ,  $G_W$  — массовые или мольные расходы питания, дистиллята и кубового остатка;

$x_F$ ,  $x_D$ ,  $x_W$  — содержание легколетучего (низкокипящего) компонента в питании, дистилляте и кубовом остатке, массовые или мольные доли.

2. Уравнения рабочих линий:

а) верхней (укрепляющей) части ректификационной колонны

$$y = \frac{R}{R+1} x + \frac{x_D}{R+1}, \quad (58)$$

б) нижней (исчерпывающей) части колонны

$$y = \frac{R + F}{R + 1} x - \frac{F - 1}{R + 1} x_W. \quad (59)$$

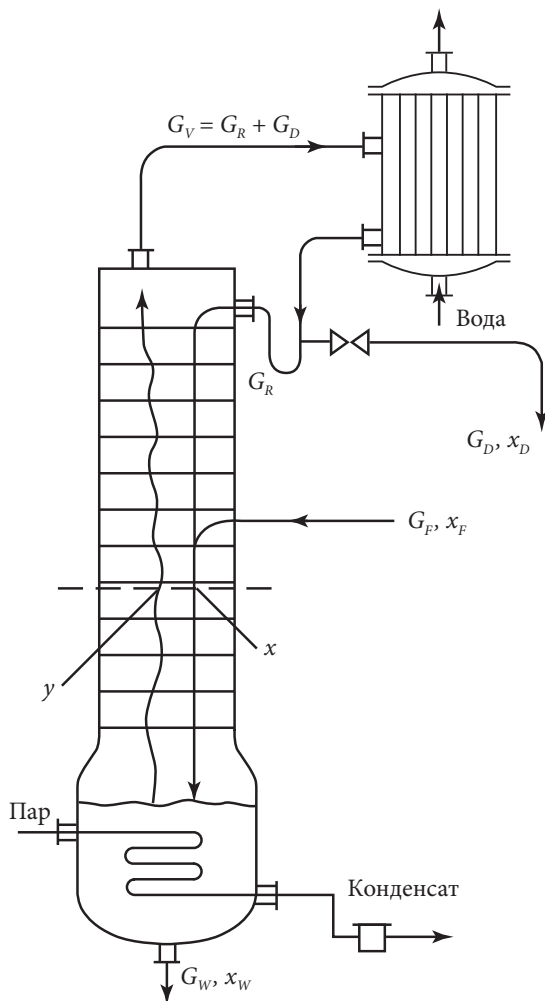


Рис. 17. Схема ректификационной колонны

В ректификационной колонне, в отличие от абсорбционной, принимают на основании теоретических предпосылок постоянными по высоте колонны общие мольные расходы пара и жидкости. В соответствии с этим в уравнениях (58) и (59) применяются мольные расходы и концентрации.

В верхней части колонны, выше ввода исходной жидкой смеси, постоянный по высоте колонны мольный расход жидкости равен  $G_R$ , в нижней части колонны он равен  $(G_R + G_P)$ . Постоянный по высоте мольный расход пара  $G_V$  одинаков в верхней и в нижней части колонны.

В уравнениях (58) и (59):  $y$  и  $x$  — переменные по высоте колонны неравновесные концентрации (мольные доли) легколетучего компонента в паре и в жидкости в данном сечении колонны. Для тарельчатых колонн:  $y$  — мольная доля легколетучего компонента в паре, входящем снизу на тарелку;  $x$  — мольная доля легколетучего компонента в жидкости, стекающей с этой тарелки;  $R = G_R/G_D$  — число флегмы,  $F = \frac{G_F}{G_D} = \frac{x_D - x_W}{x_F - x_W}$  — относительный (на 1 кмоль дистиллята) мольный расход питания.

При применении относительных мольных расходов уравнения материального баланса колонны (56) и (57) получают вид:

$$F = 1 + W,$$

$$Fx_F = x_D + Wx_W,$$

где  $W = \frac{G_W}{G_D} = \frac{x_D - x_F}{x_F - x_W}$  — относительный мольный расход кубового остатка;

$x_F, x_D, x_W$  — мольные доли легколетучего компонента в питании, дистилляте, кубовом остатке.

3. Минимальное число флегмы  $R_{\min}$  в ректификационной колонне непрерывного действия, когда кривая равновесия не имеет точек перегиба (впадин), определяют по уравнению:

$$R_{\min} = \frac{x_D - y_F^*}{y_F^* - x_F},$$

где  $x_D$  — мольная доля легколетучего компонента в дистилляте;  
 $x_F$  — то же в исходной жидкости (питании) колонны;  
 $y_F^*$  — то же в паре, равновесном с жидкостью питания.  
 Рабочее (действительное) число флегмы:

$$R = \varphi R_{\min},$$

где  $\varphi > 1$  — коэффициент избытка флегмы.

При расчетах ректификационных колонн рабочее число флегмы часто определяют по формуле:

$$R = 1,3R_{\min} + 0,3.$$

4. Расход тепла в кубе-испарителе ректификационной колонны непрерывного действия определяют из уравнения теплового баланса колонны с дефлегматором-конденсатором:

$$Q_k + G_F i_F = Q_d + G_D i_D + G_W i_W + Q_{\text{пот}}, \quad (60)$$

где  $Q_k$  — расход тепла, получаемого кипящей жидкостью от конденсирующегося греющего пара в кубе-испарителе, Вт;

$Q_d$  — расход тепла, отнимаемого охлаждающей водой от конденсирующихся в дефлегматоре паров, Вт;

$Q_{\text{пот}}$  — тепловые потери колонны в окружающую среду, Вт;

$G_F, G_D, G_W$  — массовые расходы питания, дистиллята и кубового остатка, кг/с;

$i_F, i_D, i_W$  — соответствующие удельные энтальпии, Дж/кг.

Из уравнения (60) получаем:

$$Q_k = Q_d + G_D c_D t_D + G_W c_W t_W - G_F c_F t_F + Q_{\text{пот}},$$

где  $c_F, c_D, c_W$  — удельные теплоемкости, Дж/(кг · К);

$t_F, t_D, t_W$  — соответствующие температуры.

Расход тепла, отдаваемого охлаждающей воде в дефлегматоре:

$$Q_d = G_D (1 + R) r_D,$$

где  $R$  — число флегмы;

$r_D$  — удельная теплота конденсации паров в дефлегматоре, Дж/кг.

## СУШКА

Обезвоживание материала производится с целью повышения качества готового продукта, предупреждения слеживаемости, удешевления его транспортировки. Обезвоживание топлива, например. Повышает его теплотворную способность и температуру горения.

Удаление влаги производится двумя способами: механическим — путем фильтрования, прессования, центрифугирования (однако этим способом нельзя полностью удалить влагу) и тепловым — путем испарения влаги, то есть сушкой.

Вследствие большой величины теплоты парообразования (2 100–2 500 кДж/кг или 500–600 ккал/кг) высушивание, как и выпаривание, является сравнительно дорогой операцией. Поэтому перед сушкой необходимо предварительное, возможно полное, обезвоживание материала более дешевым механическим способом.

1. Влажность материала может быть выражена в процентах либо от общей массы влажного вещества ( $u$ ), либо от массы сухого вещества ( $u'$ ). Величины  $u$  и  $u'$  связаны соотношениями:

$$u' = \frac{100u}{100 - u}; \quad u = \frac{100u'}{100 - u'}.$$

2. Количество влаги  $W$ , удаляемое из материала в процессе сушки, при изменении влажности материала от  $u_n$  до  $u_k$  равняется:

$$W = G_n \frac{u_n - u_k}{100 - u_k} \quad \text{или} \quad W = G_k \frac{u_n - u_k}{100 - u_n}.$$

где  $G_n$  и  $u_n$  — начальная масса и влажность материала, поступающего на сушку;

$G_k$  и  $u_k$  — конечная масса и влажность высушенного материала.

Если влагосодержание материала дано в процентах от массы сухого вещества  $u'$ , то

$$W = G_{\text{сух}} \frac{u'_n - u'_k}{100},$$

где  $G_{\text{сух}}$  — производительность сушилки по абсолютно сухому материалу.

3. Паросодержание парогазовой смеси  $x$  (в кг пара/кг сухого газа):

$$x = \frac{M_{\text{п}}}{M_{\text{г}}} \frac{p_{\text{п}}}{\Pi - p_{\text{п}}},$$

где  $M_{\text{п}}$  и  $M_{\text{г}}$  — мольные массы пара и газа;

$\Pi$  — общее давление парогазовой смеси;

$p_{\text{п}}$  — парциальное давление пара.

Влагосодержание паровоздушной смеси  $x$  (в кг водяного пара/кг сухого воздуха):

$$x = 0,622 \frac{\varphi P_{\text{нас}}}{\Pi - \varphi P_{\text{нас}}},$$

где 0,622 — отношение мольных масс водяного пара и воздуха;

$\varphi$  — относительная влажность воздуха  $\varphi = p_{\text{п}}/P_{\text{нас}}$ ;

$p_{\text{п}}$  — парциальное давление водяного пара в воздухе (при температуре сухого термометра);

$P_{\text{нас}}$  — давление насыщенного водяного пара при той же температуре.

4. Энтальпия влажного воздуха  $I$  (в кДж/кг сухого воздуха):

$$I = (c_{\text{в}} + c_{\text{п}} x) t + r_0 x = (1,01 + 1,97 x) t + 2493 x,$$

где  $c_{\text{в}} = 1,01$  кДж/(кг · К) — средняя удельная теплоемкость сухого воздуха (при постоянном давлении);

$c_{\text{п}} = 1,97$  кДж/(кг · К) — средняя удельная теплоемкость водяного пара;

$x$  — влагосодержание воздуха (по сухому термометру), °С;

$t$  — температура воздуха (по сухому термометру), °С;

$r_0 = 2493$  кДж — удельная теплота парообразования при 0 °С.

5. Связь между параметрами влажного воздуха  $x$ ,  $t$ ,  $\varphi$ ,  $I$  легко определяется по  $I - x$  диаграмме Рамзина, с помощью которой преимущественно и решаются задачи по статике конвективной воздушной сушки.

6. Плотность влажного воздуха  $\rho_{\text{вл. в}}$  (в  $\text{кг/м}^3$ ) при давлении  $P$  и температуре  $T$ , выраженной в К, определяется по уравнению:

$$\rho_{\text{вл. в}} = \rho_{\text{в}} + \rho_{\text{п}}, \quad (61)$$

в котором плотность сухого воздуха  $\rho_{\text{в}}$  и плотность водяного пара  $\rho_{\text{п}}$  взяты каждая при своем парциальном давлении:

$$\rho_{\text{в}} = \frac{M_{\text{в}} T_0 (P - \varphi P_{\text{нас}})}{22,4 T P_0}, \quad (62)$$

$$\rho_{\text{п}} = \frac{M_{\text{п}} T_0 \varphi P_{\text{нас}}}{22,4 T P_0}, \quad (63)$$

где  $P$  — общее давление паровоздушной смеси;

$P_0$  — нормальное давление (0,1013 МПа, или 1 атм).

Из выражений (61)–(63) получаем:

$$\rho_{\text{вл. в}} = \frac{3,48 \cdot 10^{-3}}{T} (P - 0,378 \varphi P_{\text{нас}}).$$

7. Удельный объем влажного воздуха (приходящийся на 1 кг сухого воздуха)  $v_{\text{уд}}$  (в  $\text{м}^3/\text{кг}$ ) рассчитывается по формуле:

$$v_{\text{уд}} = \frac{R_{\text{в}} T}{P - \varphi P_{\text{нас}}},$$

где  $R_{\text{в}}$  — газовая постоянная для воздуха, равная 287 Дж/(кг · К);

$T$  — температура воздуха, К;

$P$  — общее давление паровоздушной смеси, Па;

$\varphi P_{\text{нас}} = p_{\text{п}}$  — парциальное давление водяного пара, Па.



8. Расход сухого воздуха в сушилке  $L$  (в кг/с):

$$L = Wl,$$

где  $W$  — производительность сушилки по испаряемой влаге, кг/с;

$l$  — удельный расход сухого воздуха, кг/кг испаряемой влаги,  $l = \frac{1}{x_2 - x_0}$ ;

$x_0$  и  $x_2$  — начальное и конечное влагосодержание воздуха.

9. Расход тепла в калорифере  $Q$  (в Вт) при нормальном (основном) варианте процесса сушки:

$$Q = L(I_1 - I_0),$$

где  $I_0$  и  $I_1$  — энтальпии воздуха на входе калорифера и на выходе из него, Дж/кг сухого воздуха.

Из теплового баланса сушильной установки для нормального сушильного варианта следует

$$Q = L(I_2 - I_0) + \Sigma Q,$$

где  $I_2$  — энтальпия воздуха на выходе из сушилки;

$\Sigma Q$  — сумма расходов тепла на нагрев материала, нагрев транспортных устройств, потери в окружающую среду.

Пренебрегая величиной  $\Sigma Q$  по сравнению с  $L(I_2 - I_0)$  — основным расходом тепла на испарение влаги и нагрев воздуха и пара, — получаем уравнение для теоретической сушилки:

$$Q_{\tau} = L(I_2 - I_0).$$

# ЗАДАЧИ

## Тема: «Теплопередача»

### Пример решения задачи

Определить температуры внутренней  $t_2$  и наружной  $t_3$  поверхностей стенки теплообменника, а также температуру  $t_4$  наружной поверхности изоляции, которой покрыт аппарат. Температура жидкости в теплообменнике  $t_1 = 80^\circ\text{C}$ , температура наружного воздуха  $t_5 = 10^\circ\text{C}$ . Теплообменник стальной; толщина стенки —  $\delta_{\text{ст}} = 5$  мм, толщина изоляции —  $\delta_{\text{из}} = 50$  мм. Коэффициент теплоотдачи от жидкости к стенке аппарата —  $\alpha_1 = 232$  Вт/(м<sup>2</sup> · К), коэффициент теплоотдачи от поверхности изоляции к воздуху —  $\alpha_2 = 10,4$  Вт/(м<sup>2</sup> · К), коэффициент теплопроводности изоляции —  $\lambda_{\text{из}} = 0,12$  Вт/(м · К).

*Решение.*

Коэффициент теплопередачи:

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta_{\text{ст}}}{\lambda_{\text{ст}}} + \frac{\delta_{\text{из}}}{\lambda_{\text{из}}} + \frac{1}{\alpha_2}} = \frac{1}{\frac{1}{232} + \frac{0,005}{46,5} + \frac{0,05}{0,12} + \frac{1}{10,4}} = 1,86 \frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 \cdot \text{К}},$$

где  $\lambda_{\text{ст}} = 46,5$  Вт/(м · К).

Удельный тепловой поток:

$$q = K(t_1 - t_5) = 1,86(80 - 10) = 130 \text{ Вт/м}^2.$$

Температуры  $t_2$ ,  $t_3$  и  $t_4$  определяются из системы уравнений:

$$q = \alpha_1 (t_1 - t_2) = \frac{\lambda_{\text{ст}}}{\delta_{\text{ст}}} (t_2 - t_3) = \alpha_2 (t_4 - t_5).$$

Температура внутренней поверхности стенки аппарата:

$$t_2 = t_1 - \frac{q}{\alpha_1} = 80 - \frac{130}{232} = 79,4 \text{ } ^\circ\text{C}.$$

Температура наружной поверхности стенки аппарата:

$$t_3 = t_2 - q \frac{\delta_{\text{ст}}}{\lambda_{\text{ст}}} = 74,9 - \frac{130 \cdot 0,005}{46,5} \approx 79,4 \text{ } ^\circ\text{C}.$$

Температура наружной поверхности изоляции:

$$t_4 = \frac{q}{\alpha_2} + t_5 = \frac{130}{10,4} + 10 = 22,4 \text{ } ^\circ\text{C}.$$

### *Вариант 1*

В кожухотрубном теплообменнике из углеродистой стали нагревается  $126 \text{ м}^3/\text{ч}$  25 % раствора поваренной соли от  $20$  до  $80 \text{ } ^\circ\text{C}$ . Плотность раствора  $1173 \text{ кг}/\text{м}^3$ , вязкость —  $0,94 \text{ сП}$ , теплопроводность —  $0,5 \text{ Вт}/(\text{м} \cdot \text{К})$ , теплоемкость  $3410 \text{ Дж}/(\text{кг} \cdot \text{К})$ . Нагрев производится насыщенным водяным паром под давлением  $2 \text{ ат}$ . Определить поверхность теплопередачи и как она изменяется, если теплообменник выполнить двухходовым. В теплообменнике 253 трубки диаметром  $25 \times 2 \text{ мм}$ .

### *Вариант 2*

Определить расход воды в  $\text{м}^3/\text{ч}$  и длину противоточного теплообменника «труба в трубе» для охлаждения  $0,85 \text{ м}^3/\text{ч}$  сероуглерода от температуры кипения при атмосферном давлении до  $22 \text{ } ^\circ\text{C}$ . Охлаждающая вода нагревается от  $15$  до  $24 \text{ } ^\circ\text{C}$ . Коэффициент теплоотдачи для воды —  $738 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$ . Диаметр внутренней трубы теплообмен-

ника, по которой течет сероуглерод, —  $83 \times 4$  мм (из углеродистой стали). Учесть наличие ржавчины и накипи:  $\Sigma r = 8,62 \cdot 10^{-4} \text{ (м}^2 \cdot \text{К)}/\text{Вт}$ .

### *Вариант 3*

1 930 кг/ч бутилового спирта охлаждается от 90 до 50 °С в противоточном теплообменнике поверхностью 6 м<sup>2</sup>. Диаметр стальных трубок — 25 × 2 мм. Скорость бутилового спирта в трубках — 0,6 м/с. Охлаждение производится водой с начальной температурой 16 °С. Коэффициент теплопередачи — 232 Вт/(м<sup>2</sup> · К);  $\Delta t_{\text{ср}}$  считать как среднюю арифметическую. Найти расход охлаждающей воды в м<sup>3</sup>/ч и коэффициенты теплоотдачи для спирта и воды в Вт/(м<sup>2</sup> · К).

### *Вариант 4*

Воздух подогревается в трубном пространстве одноходового кожухотрубного теплообменника с 10 до 90 °С при давлении 820 мм рт. ст. Расход воздуха при нормальных условиях — 8 000 м<sup>3</sup>/ч. В теплообменнике 241 трубка диаметром 38 × 2 мм. Трубы изготовлены из углеродистой стали. Нагрев производится насыщенным водяным паром под давлением 2 ат. Определить поверхность теплообмена, полагая отношение длины трубы к диаметру больше 50.

### *Вариант 5*

В теплообменнике «труба в трубе» нагревается 6 480 кг/ч масла от 35 до 88 °С. Масло течет по внутренней стальной трубе диаметром 25 × 2 мм. В кольцевом зазоре конденсируется насыщенный водяной пар при избыточном давлении 0,7 ат. Средняя удельная теплоемкость масла — 1 927 Дж/(кг · К), плотность — 820 кг/м<sup>3</sup>, коэффициент теплопроводности — 0,127 Вт/(м<sup>2</sup> · К) и коэффициент вязкости — 7 сПз. Коэффициент теплоотдачи со стороны пара равен 8 519 Вт/(м<sup>2</sup> · К). Найти длину теплообменника.

### *Вариант 6*

В водяном теплообменнике нагревается вода для отопления жилого дома. Горячая вода протекает внутри 53 латунных трубок диаметром 18 × 1 мм (коэффициент теплопроводности латуни — 104 Вт/(м · К) и охлаждается от 130 до 100 °С. Вода, используемая

для отопления, протекает вдоль латунных трубок, расположенных в кожухе теплообменника, диаметром 203 мм и нагревается от 67,6 до 92,5 °С. Расход нагреваемой воды — 16,7 кг/с. Определить поверхность нагрева теплообменника.

#### *Вариант 7*

В теплообменнике нагревается 6 000 кг/ч воды от 20 до 50 °С насыщенным водяным паром под давлением 2,0 ат. Коэффициент теплоотдачи от пара — 6 000 Вт/(м<sup>2</sup> · К). Теплопроводимость осадка на стенках труб  $\Sigma\lambda/\delta = 4 500$  Вт/(м<sup>2</sup> · К). Скорость воды в трубах 0,5 м/с. Определить число труб диаметром 25 × 2 мм и длиной 1,2 м и число ходов для воды. Режим течения воды в трубах турбулентный.

#### *Вариант 8*

Двухходовой конденсатор состоит из 32 труб диаметром 38 × 3,5 мм. По трубам движется вода, нагреваемая от 7 до 80 °С. В межтрубном пространстве конденсируется 0,5 кг/с водяного пара под атмосферным давлением. Определить коэффициент теплопередачи.

#### *Вариант 9*

Рассчитать количество трубок диаметром 25 × 2 мм и длиной 1,2 м в кожухотрубном теплообменнике для конденсации 1 000 кг/ч водяного пара при атмосферном давлении. Для охлаждения используется вода, которая нагревается от 20 до 60 °С. Коэффициент теплоотдачи от стенки к воде (в трубном пространстве) — 1 900 Вт/(м<sup>2</sup> · К); от пара к стенке — 4 200 Вт/(м<sup>2</sup> · К). Для металлической стенки и отложений теплопроводимость  $\Sigma\lambda/\delta$  равна 3 500 Вт/(м<sup>2</sup> · К). Определить также число ходов для воды в трубном пространстве, необходимое для достижения значения коэффициента теплоотдачи, как можно более близкого к указанному. Режим движения воды в трубах турбулентный.

#### *Вариант 10*

В кожухотрубном теплообменнике конденсируется насыщенный водяной пар при 50 °С. Количество переданного в единицу времени

тепла — 300 000 Вт. По трубам диаметром  $25 \times 2$  мм и длиной 3 м движется охлаждающая вода, которая нагревается от 20 до 35 °С. Скорость воды должна быть выбрана так, чтобы критерий Рейнольдса был равен 10 000. Определить расход воды в кг/с, количество труб и число ходов. Коэффициент теплоотдачи от конденсирующегося пара —  $7500 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$ ; теплопроводимость стенки и отложений  $\Sigma\lambda/\delta = 4500 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$ .

#### *Вариант 11*

В паровом калорифере подогревается воздух от 2 до 90 °С в количестве  $5200 \text{ м}^3/\text{ч}$  при нормальных условиях. Давление воздуха атмосферное — 735 мм рт. ст. Калорифер выполнен из стальных труб диаметром  $38 \times 3$  мм, число труб — 151. Воздух проходит по трубам, греющий пар под давлением 2 ат в межтрубном пространстве. Определить длину труб и расход греющего пара (кг/ч), если его влажность 6 %.

#### *Вариант 12*

Метан под давлением 6 атм проходит по межтрубному пространству кожухотрубного теплообменника со скоростью 4,6 м/с. В межтрубном пространстве имеются поперечные перегородки. Угол атаки — 30°. Расположение труб шахматное. Средняя температура метана — 70 °С. Теплообменник состоит из труб диаметром  $18 \times 2$  мм. Определить коэффициент теплоотдачи.

#### *Вариант 13*

Многоходовой теплообменник имеет один ход в межтрубном пространстве и шесть ходов по трубам. В нем охлаждается  $33,5 \text{ м}^3/\text{ч}$  анилина, протекающего по трубам, от 135 до 51,6 °С. В межтрубном пространстве нагревается вода от 12 до 31 °С. Коэффициент теплоотдачи от стенки к воде  $964,8 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$ . Теплопроводимость стенки и накипи со стороны воды —  $2837,7 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$ . Теплообменник состоит из 120 труб диаметром  $25 \times 2$  мм.

Рассчитать коэффициент теплоотдачи от анилина к стенке в  $\text{Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$  и длину труб теплообменника.

### *Вариант 14*

Смазочное масло подогревается в теплообменнике типа «труба в трубе» от 37 до 71 °С. Масло входит во внутреннюю стальную трубу диаметром 25,4 мм со скоростью 1,98 м/с. В кольцевом пространстве конденсируется водяной пар при температуре 104 °С. Коэффициент теплоотдачи от пара равен 11 351 Вт/(м<sup>2</sup> · К). Рассчитать коэффициент теплоотдачи от стенки к маслу и длину теплообменника. При средней температуре масла плотность его равна 0,895 г/см<sup>3</sup>, удельная теплоемкость — 1 969,3 Дж/(кг · К), теплопроводность 0,120 Вт/(м · К) и вязкость — 4,2 сП.

### *Вариант 15*

Определить поверхность нагрева и число секций водо-водяного теплообменника типа «труба в трубе». Греющая вода движется по внутренней стальной трубе диаметром 35 × 1,5 мм и имеет температуру на входе 95 °С. Расход греющей воды — 2 130 кг/ч. Нагреваемая вода движется противотоком по кольцевому каналу между трубами и нагревается от 15 до 45 °С. Внутренний диаметр внешней трубы — 48 мм. Расход нагреваемой воды — 3 200 кг/ч. Длина одной секции теплообменника — 1,75 м. Потерями тепла пренебречь.

### *Вариант 16*

Вертикальный кожухотрубный теплообменник состоит из 91 трубы диаметром 57 × 3 мм, высотой 4 м. По внутренней поверхности труб стекает пленкой вода в количестве 48 м<sup>3</sup>/ч, которая нагревается от 16 до 24 °С. Средняя температура внутренней поверхности труб — 25 °С. Определить коэффициент теплоотдачи в Вт/(м<sup>2</sup> · К).

### *Вариант 17*

Метиловый спирт (100 %) нагревается в трубном пространстве одноходового теплообменника от 16 до 42 °С. Противотоком в межтрубном пространстве течет вода, которая охлаждается от 90 до 40 °С. Теплообменник состоит из 121 стальной трубки диаметром 25 × 2 мм. Скорость метилового спирта в трубах 0,75 м/с. Коэффициент теплоотдачи от стенки к воде — 840 Вт/(м<sup>2</sup> · К), суммарная

тепловая проводимость загрязненной стенки с обеих сторон —  $1700 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$ , средняя температура поверхности загрязнения, соприкасающейся со спиртом, —  $38^\circ\text{C}$ . Определить поверхность нагрева теплообмена.

### Вариант 18

В вертикальном испарителе аммиак кипит внутри стальных труб диаметром  $57 \times 3,5 \text{ мм}$ , а рассол омывает трубки снаружи. Коэффициент теплоотдачи от аммиака к стенке принять равным  $2000 \text{ ккал}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч} \cdot \text{град})$ , концентрация рассола 11 % хлористого натрия, средняя температура рассола —  $6^\circ\text{C}$ , скорость —  $2 \text{ м/с}$ , направление потока перпендикулярно оси труб, расположенных в шахматном порядке. Определить коэффициент теплопередачи на один погонный метр длины испарителя.

### Вариант 19

В противоточный скруббер диаметром  $0,5 \text{ м}$  подается  $550 \text{ м}^3/\text{ч}$  (при  $760 \text{ мм рт. ст.}$  и  $20^\circ\text{C}$ ) воздуха, содержащего 2,8 % (об.) аммиака, который поглощается водой. Степень извлечения аммиака — 95 %. Расход воды на 40 % больше теоретически минимального. Определить: 1) расход воды в  $\text{кг/ч}$ ; 2) общее число единиц переноса; 3) высоту слоя насадки из керамических колец  $50 \times 50 \times 5 \text{ мм}$ . Ко-

эффициент массопередачи  $0,001 \text{ кмоль аммиака} / \left( \text{м}^2 \cdot \text{с} \frac{\text{кмоль аммиака}}{\text{кмоль воздуха}} \right)$ .

Коэффициент смоченности насадки — 0,9. Данные о равновесных концентрациях жидкости и газа взять из примера у Павлова и Романкова.

### Вариант 20

Вычислить коэффициенты теплопроводности для: а) жидкого хлороформа при  $t = 20^\circ\text{C}$ ; б) сернистого газа при  $t = 160^\circ\text{C}$  и  $p_{\text{абс}} = 1 \text{ ат}$ ; в) 30 % водного раствора хлористого кальция, удельная теплоемкость которого равняется  $2,72 \cdot 10^3 \text{ Дж}/(\text{кг} \cdot \text{К})$ .



### *Вариант 21*

Определить тепловые потери за счет конвекции и излучения для вертикального паропровода с наружным диаметром 0,2 м. Температура насыщенного пара — 280 °С, температура окружающей среды — 25 °С, степень черноты материала трубопровода — 0,8.

### *Вариант 22*

Определить потери тепла на 1 м горизонтального паропровода диаметром 60/52,5 мм. Паропровод покрыт слоем изоляции толщиной 40 мм,  $\lambda_{\text{из}} = 1,16 \text{ Вт}/(\text{м} \cdot \text{К})$ . Температура насыщенного пара — 220 °С, температура окружающей среды — 20 °С, степень черноты изоляции — 0,8.

### *Вариант 23*

Определить потери тепла трубопроводом диаметром 200 мм, изолированного двумя слоями: 50 мм огнеупорной изоляции  $\lambda = 1,18 \text{ Вт}/(\text{м} \cdot \text{К})$  и 40 мм асбестовых хлопьев  $\lambda = 1,11 \text{ Вт}/(\text{м} \cdot \text{К})$ . Температура внутренней и наружной поверхности изоляции соответственно равна 450 и 80 °С. Длина трубопровода 120 м.

### *Вариант 24*

Стальной шар диаметром 100 мм и температурой 520 °С погружают для закалки в масло температурой 40 °С. Какая температура в центре шара будет через 1 и 4 минуты после погружения? Коэффициент теплоотдачи от стали к маслу —  $400 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$ .

## **Тема: «Выпаривание»**

### **Пример решения задачи**

Определить расход греющего пара в одиночном выпарном аппарате при непрерывном концентрировании раствора NaOH. Расход начального раствора — 2 т/ч, его концентрация — 14,1 % (масс.), конечная концентрация — 24,1 % (масс.). Температура греющего пара — 160 °С. Температура кипения раствора в аппарате — 113 °С. Теплотери выпарного аппарата составляют — 58 000 Вт.

Расчет произвести для трех вариантов:

а) раствор поступает на выпарку с начальной температурой 20 °С;

б) раствор поступает на выпарку при температуре кипения в аппарате;

в) раствор поступает в выпарной аппарат перегретым до 130 °С.

*Решение.* Для определения расхода греющего пара необходимо подсчитать общий расход тепла в аппарате.

Расход испаряемой воды:

$$W = G_{\text{нач}} \left( 1 - \frac{x_{\text{нач}}}{x_{\text{кон}}} \right) = 2000 \left( 1 - \frac{14,1}{24,1} \right) = 829 \text{ кг/ч.}$$

Определяем расход тепла на испарение воды.

При 113 °С удельная теплота парообразования воды  $r = 2225 \cdot 10^3$  Дж/кг; следовательно, расход тепла на испарение:

$$Q_{\text{исп}} = Wr = \frac{829 \cdot 2225 \cdot 10^3}{3600} = 510000 \text{ Вт.}$$

Определяем расход тепла на нагревание раствора. Подсчитываем удельную теплоемкость начального раствора.

Удельная теплоемкость твердого NaOH по формуле (13):

$$c_1 = \frac{16,8 + 9,6 + 26,0}{40} = 1,31 \text{ кДж / (кг} \cdot \text{К)}.$$

Удельная теплоемкость 14,1 %-го водного раствора NaOH:

$$c = 1,31 \cdot 10^3 \cdot 0,141 + 4,19 \cdot 10^3 \cdot 0,859 = 3780 \text{ Дж/(кг} \cdot \text{К)}.$$

Подсчитываем расход тепла на нагревание раствора для каждого варианта:

а) начальная температура раствора — 20 °С

$$Q_{\text{нагр}} = \frac{2000 \cdot 3,78 \cdot 10^3}{3600} (113 - 20) = 195000 \text{ Вт;}$$

б) начальная температура равна температуре кипения

$$Q_{\text{нагр}} = 0;$$

в) раствор поступает выпарной аппарат перегретым до 130 °С

$$Q_{\text{нагр}} = \frac{2000 \cdot 3,78 \cdot 10^3}{3600} (113 - 130) = -35700 \text{ Вт.}$$

Подсчитаем расход тепла на дегидратацию NaOH, чтобы получить представление о величине этой статьи расхода в тепловом балансе выпарного аппарата.

По Справочнику физико-химических величин Технической энциклопедии (т. VII) находим, что теплота образования NaOH в растворе с *n* молями воды составляет:

<i>n</i>	3	5	7	9	13,5
кДж/моль	456,6	465,5	469,1	469,5	470,23

Подсчитываем количество молей воды, приходящихся на 1 моль NaOH.

Начальный раствор:

— количество молей NaOH в 1 кг раствора

$$\frac{141}{40} = 3,52;$$

— количество молей воды в 1 кг раствора

$$\frac{1000 - 141}{40} = \frac{859}{18} = 47,7;$$

— количество молей воды на 1 моль NaOH

$$\frac{47,7}{3,52} = 13,5.$$

Конечный раствор:

— количество молей NaOH в 1 кг раствора

$$\frac{241}{40} = 6,02;$$

— количество молей воды в 1 кг раствора

$$\frac{1000 - 241}{40} = \frac{759}{18} = 42,1;$$

— количество молей воды на 1 моль NaOH

$$\frac{42,1}{6,02} = 7,0.$$

Следовательно, теплота дегидратации:

$$470,23 - 469,1 = 1,13 \text{ кДж/моль NaOH.}$$

Общая теплота дегидратации:

$$Q_d = \frac{3,52 \cdot 2000 \cdot 1130}{3600} = 2220 \text{ Вт.}$$

Составим сводную таблицу расхода тепла (в Вт) в выпарном аппарате для всех трех вариантов (табл. 8)

Таблица 8

Расход тепла в выпарном аппарате

Статьи расхода	Варианты		
	а	б	в
На испарение воды	510 000	510 000	510 000
На дегидратацию	2 220	2 220	2 220
Теплопотери	58 000	58 000	58 000
На нагревание раствора	195 000	0	-35 700
Итого	765 220	570 220	534 520

Из этих данных видно, что расход тепла на дегидратацию составляет малую величину, которой можно пренебречь.

Определяем расход греющего пара:

$$i'' = 2753 \cdot 10^3 \text{ Дж/кг, } i' = 633 \cdot 10^3 \text{ Дж/кг.}$$

Следовательно, по формуле 8 при  $x = 1$ :

$$а) G_{г.п.} = \frac{765220}{2753 \cdot 10^3 - 633 \cdot 10^3} = 0,361 \text{ кг/с} = 1300 \text{ кг/ч};$$

$$б) G_{г.п.} = \frac{570220}{2120 \cdot 10^3} = 0,272 \text{ кг/с} = 980 \text{ кг/ч};$$

$$в) G_{г.п.} = \frac{534520}{2120 \cdot 10^3} = 0,255 \text{ кг/с} = 920 \text{ кг/ч}.$$

### *Вариант 1*

В выпарном аппарате выпаривается 2,69 т/ч 7 % (масс.) водного раствора под атмосферным давлением 760 мм рт. ст. Температура кипения раствора в аппарате — 103 °С. Начальная температура разбавленного раствора в аппарате — 15 °С. Давление греющего пара — 3 ат. Поверхность теплообмена — 52 м<sup>2</sup>, коэффициент теплоотдачи — 974 Вт/(м<sup>2</sup> · К). Тепловые потери аппарата в окружающую среду составляют 10 % от тепла, затраченного на испарение. Определить конечную концентрацию упаренного раствора и расход греющего пара в кг/ч при влажности его 5 %.

### *Вариант 2*

Определить расход греющего пара (кг/ч) для упарки 1 000 кг/ч раствора от концентрации 5 до 50 % (масс.) и поверхность теплопередачи выпарного аппарата при следующих условиях: выпарка производится насыщенным водяным паром под давлением 3 ат. Давление над кипящим раствором — 1 ат. Температура кипения раствора — 110 °С. При этой температуре раствор поступает в аппарат. Коэффициент теплопередачи — 930 Вт/(м<sup>2</sup> · К).

### *Вариант 3*

2 200 кг/ч разбавленного водного раствора упаривается от 7 до 24 % (масс.) под атмосферным давлением. Разбавленный раствор подается в аппарат при 19 °С. Температурная депрессия — 3,5; гидростатическая — 3,0; гидравлическая — 1,0 К. Избыточное давление греющего пара — 2 ат. Коэффициент теплопередачи 1 100 Вт/(м<sup>2</sup> · К). Определить поверхность теплообмена аппарата и расход греющего

пара в кг/ч, принимая потери тепла в окружающую среду в размере 5 % от полезно затраченного тепла. Влажность греющего пара — 5 %.

#### *Вариант 4*

Определить поверхность теплообмена выпарного аппарата непрерывного действия для концентрирования 1,5 кг/с водного раствора от 12 до 19 % (масс.) при атмосферном давлении. Для нагревания используется водяной пар с давлением 3,5 ат. Коэффициент теплопередачи —  $1\,300 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$ . Гидростатическая депрессия — 1,5, температурная депрессия — 7 К. Начальная температура раствора составляет — 16 °С. Средняя теплоемкость раствора —  $2\,933 \text{ Дж}/(\text{кг} \cdot \text{К})$ .

#### *Вариант 5*

В двухкорпусную батарею, работающую по прямоточной схеме, поступает 1 000 кг/ч разбавленного водного раствора с концентрацией 8 % (масс.). Концентрация раствора после первого корпуса — 12 %. В первом корпусе выпаривание идет при температуре 105 °С и давлении 1 ат, во втором — при температуре 78 °С и давлении 0,3 ат. Определить конечную концентрацию упаренного раствора из второго корпуса. Тепловыми потерями пренебречь.

#### *Вариант 6*

Рассчитать теплопередающую поверхность выпарного аппарата непрерывного действия для концентрирования под атмосферным давлением 1,5 кг/с раствора азотнокислого калия с 12 до 39 % (масс.). Температура кипения раствора под атмосферным давлением — 104 °С. Для нагрева используется насыщенный водяной пар с температурой 125 °С. Коэффициент теплопередачи выпарного аппарата —  $1\,300 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$ ; гидростатическая депрессия — 1,2 К. Для предварительного нагревания раствора от температуры 15 °С используется часть вторичного пара; поверхность теплообмена предварительного нагревателя — 35 м<sup>2</sup>, а коэффициент теплопередачи —  $850 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$ , удельная теплоемкость твердого азотнокислого калия —  $1\,100 \text{ Дж}/(\text{кг} \cdot \text{К})$ . Потерями тепла пренебречь.

### *Вариант 7*

Определить, до какой концентрации можно упарить 4 %-й водный раствор в выпарном аппарате с поверхностью теплообмена  $65 \text{ м}^2$ . Количество исходного раствора —  $104 \text{ }^\circ\text{C}$ . Выпарка производится под атмосферным давлением. Удельная теплоемкость растворенного вещества —  $1250 \text{ Дж/(кг} \cdot \text{К)}$ . Для нагревания используется насыщенный водяной пар под избыточным давлением 2 ат. Коэффициент теплопередачи —  $849 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}$ . Раствор перед поступлением в аппарат нагревается до  $110 \text{ }^\circ\text{C}$ .

### *Вариант 8*

В выпарной аппарат поступает  $1,4 \text{ т/ч}$  9 %-го раствора, который упаривается под атмосферным давлением до концентрации 32 % (масс.). Разбавленный раствор поступает на выпарку с температурой  $18 \text{ }^\circ\text{C}$ . Температура кипения в аппарате —  $105 \text{ }^\circ\text{C}$ . Расход греющего пара с избыточным давлением 2 ат и влажностью 4,5 % составляет  $1450 \text{ кг/ч}$ . Определить потери тепла аппаратом в окружающую среду.

### *Вариант 9*

Барометрический конденсатор выпарного аппарата работает при давлении 0,15 ат, потребляя  $22,2 \text{ кг/с}$  охлаждающей воды. Температура воды —  $18 \text{ }^\circ\text{C}$ . Определить производительность выпарного аппарата по исходному раствору в  $\text{кг/с}$ , если известно, что концентрация раствора повышается с 15 до 40 %, а охлаждающая вода нагревается до  $50 \text{ }^\circ\text{C}$ .

### *Вариант 10*

В трехкорпусной выпарной батарее, работающей по прямой схеме, упаривается  $1300 \text{ кг/ч}$  водного раствора от 9 до 43 % (масс.). Вычислить концентрацию раствора по корпусам, если известно, что в каждом последующем корпусе выпаривается воды на 10 % больше, чем в предыдущем.

### *Вариант 11*

В вакуумный аппарат поступает  $10 \text{ т/ч}$  8 %-го водного раствора азотнокислого аммония при температуре  $74 \text{ }^\circ\text{C}$ . Концентрация

упаренного раствора — 42,5 %. давление в среднем слое кипящего раствора — 0,4 ат. Избыточное давление греющего пара — 1 ат. Коэффициент теплопередачи —  $950 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$ . Потери тепла составляют 3 % от полезно затраченного тепла. Определить поверхность нагрева выпарного аппарата.

#### *Вариант 12*

В двухкорпусной установке упаривается 1 000 кг/ч водного раствора с начальной концентрацией 10 % (масс.). Конечная концентрация раствора в первом корпусе — 15, во втором — 30 %. Температура кипения в первом корпусе — 108, во втором — 95 °С. Определить, сколько воды (кг/ч) испарится во втором корпусе за счет самоиспарения и какой это составит процент от общего количества воды, испаряющейся во втором корпусе.

#### *Вариант 13*

В двухкорпусную выпарную установку, работающую по прямоточной схеме, поступает 1 000 кг/ч разбавленного водного раствора. Начальная концентрация — 8, конечная 30 % (масс.). В первом корпусе выпаривание идет под давлением 1 ат при 110 °С, во втором — под давлением 0,3 ат при 80 °С. Расход вторичного пара из первого корпуса — 400 кг/ч. Часть этого пара отбирается на сторону (экстрапар). Пренебрегая тепловыми потерями, определить количество отбираемого экстрапара.

#### *Вариант 14*

Производительность выпарного аппарата с поверхностью теплообмена  $50 \text{ м}^2$  в момент ввода в эксплуатацию составила 0,4 кг/с исходного раствора. После трех месяцев работы производительность снизилась до 0,32 кг/с. Определить толщину образовавшегося за это время слоя отложений, если теплопроводность этого слоя  $1,4 \text{ Вт}/(\text{м} \cdot \text{К})$ , а также производительность через год работы, если скорость нарастания слоя отложений будет постоянной. В выпарном аппарате под атмосферным давлением упаривается раствор хлористого кальция от концентрации 10 до 30 % (масс.). Начальная температура исходного раствора — 22 °С. Греющий пар имеет давле-



ние 2 ат. Средняя температура кипения раствора в выпарном аппарате — 112 °С. Удельная теплоемкость раствора — 690 Дж/(кг · К).

#### *Вариант 15*

Во второй корпус двухкорпусной выпарной установки, работающей по прямоточной схеме, поступает из первого корпуса 500 кг/ч 16 %-го водного раствора. Температура кипения в первом корпусе — 108 °С (давление атмосферное), во втором — 90 °С. Концентрированный раствор, выходящий из второго корпуса с концентрацией 28 % (масс.), используется в противоточном теплообменнике для подогрева разбавленного раствора, поступающего на выпарку. Пренебрегая тепловыми потерями, определить: а) концентрацию разбавленного раствора, подаваемого на выпарку; б) на сколько градусов будет нагрет разбавленный раствор в теплообменнике, если концентрированный раствор выходит из теплообменника с температурой 32 °С. удельная теплоемкость концентрированного раствора —  $3,35 \cdot 10^3$  Дж/(кг · К).

#### *Вариант 16*

В выпарном аппарате выпаривается водный раствор от 13 до 38 % (масс.) под вакуумом (в конденсаторе) 600 мм рт. ст. Расход охлаждающей воды в барометрическом конденсаторе — 40 м<sup>3</sup>/ч. Вода нагревается от 14 до 30 °С. Определить часовую производительность выпарного аппарата по разбавленному и по концентрированному раствору в кг/ч. Температурной депрессией пренебречь. Атмосферное давление — 747 мм рт. ст.

#### *Вариант 17*

Определить поверхность нагрева выпарного аппарата непрерывного действия с внутренней циркуляционной трубой и расход греющего пара (кг/ч) под давлением 4 ат при следующих данных: исходное количество водного раствора 2 т/ч, начальная концентрация — 10 % (масс.), конечная — 40 %, средняя температура кипения раствора — 113,6 °С. Раствор поступает в аппарат нагретым до температуры кипения. Давление пара над раствором атмосферное. Коэффициент теплопередачи — 698 Вт/(м<sup>2</sup> · К). При расчете

учесть потери тепла на лучеиспускание, если температура стен аппарата — 77; стен помещения — 17 °С, поверхность аппарата — 10, стен — 200 м<sup>2</sup>, а коэффициенты излучения соответственно равны 5,49 и 5,2 Вт/(м<sup>2</sup> · (К/100)<sup>4</sup>).

### *Вариант 18*

Какое предельное число корпусов может быть в многокорпусной выпарной установке, если избыточное давление греющего пара в первом корпусе 2,3 ат, остаточное давление в конденсаторе — 147 мм рт. ст. Сумму температурных потерь во всех корпусах принять равной 41 °С. Допустимая полезная разность температур в каждом корпусе должна быть не меньше 8 °С.

### *Вариант 19*

Нужно сконцентрировать водный раствор клея от 4 до 50 % (масс.) в двухкорпусном выпарном аппарате. Производительность установки — 18 144 кг/ч исходного раствора, который поступает в аппарат нагретым до температуры кипения. Греющий пар поступает под абсолютным давлением 1,7 ат, а остаточное давление в последнем корпусе — 102 мм рт. ст. Пренебрегая температурной депрессией и принимая, что удельная теплоемкость всех растворов постоянна и равна 5 028 Дж/(кг · К), рассчитать поверхность нагрева и расход пара в кг/ч в каждом корпусе при прямоточной схеме; поверхности корпусов равны между собой; коэффициенты теплопередачи равны 2 270 и 1 986 Вт/(м<sup>2</sup> · К).

### *Вариант 20*

Рассчитать удельный расход сухого насыщенного пара при выпаривании воды под атмосферным давлением ( $p_{\text{абс}} = 1$  ат) и под вакуумом 0,8 ат. Давление греющего пара при выпаривании воды в обоих случаях  $p_{\text{абс}} = 2$  ат. Вода поступает на выпарку: а) при температуре 15 °С; б) подогретой до температуры кипения.

### *Вариант 22*

Как изменится производительность выпарного аппарата, если на стенках греющих труб отложится слой накипи толщиной 0,5 мм?

Коэффициент теплопередачи для чистых труб равен  $1390 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$ . Коэффициент теплопроводности накипи  $\lambda = 1,16 \text{ Вт}/(\text{м} \cdot \text{К})$ .

### Вариант 23

Определить необходимую площадь поверхности охлаждения противоточного кристаллизатора, в котором охлаждается от 85 до 35 °С 10 000 кг/ч раствора, содержащего 7,0 моль сернистого аммония на 1 000 г воды. При охлаждении испаряется вода (5 % от массы начального раствора). Коэффициент теплопередачи —  $127 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$ . Охлаждающая вода нагревается от 13 до 24 °С. Определить также ее расход.

## Тема: «Ректификация»

### Пример решения задачи

Вычислить состав равновесной паровой фазы при 50 °С для жидкости, состоящей из смеси гексана и воды, предполагая их полную взаимную нерастворимость.

*Решение.* Давление насыщенного пара гексана при 50 °С равняется 400 мм рт. ст. Давление насыщенного пара воды при 50 °С составляет 92,5 мм рт. ст. При полной взаимной нерастворимости компонентов парциальное давление  $p$  каждого компонента равняется давлению его насыщенного пара  $P$ .

Общее давление смеси паров:

$$\Pi = p_{\text{в}} + p_{\text{г}} = P_{\text{в}} + P_{\text{г}} = 400 + 92,5 = 492,5 \text{ мм рт. ст.}$$

Мольную долю гексана в паровой фазе найдем по уравнению:

$$y = \frac{p_{\text{г}}}{\Pi} = \frac{400}{492,5} = 0,812.$$

Мольная доля воды:

$$y_{\text{в}} = \frac{p_{\text{в}}}{\Pi} = 1 - y_{\text{г}} = 0,18.$$

### *Вариант 1*

В ректификационной колонне непрерывного действия разгоняется 5 000 кг/ч смеси метиловый спирт — вода. Массовая концентрация метилового спирта в питании — 20 %, в дистилляте — 90 %. Коэффициент избытка флегмы — 1,8. Расход воды на дефлегматор — 40 м<sup>3</sup>/ч, вода в нем нагревается от 20 до 40 °С. Определить количество метилового спирта в кубовом остатке (кг/ч).

### *Вариант 2*

Определить расход воды в м<sup>3</sup>/ч и поверхность теплообмена дефлегматора ректификационной колонны при разделении бензолно-толуольной смеси при следующих условиях: количество отбираемого дистиллята — 600 кг/ч, флегмовое число — 3,75; вода нагревается в дефлегматоре от 20 до 45 °С. Коэффициент теплопередачи — 697,8 Вт/(м<sup>2</sup> · К). Верхний продукт считать как чистый бензол. Давление в колонне атмосферное.

### *Вариант 3*

В ректификационной колонне, работающей под атмосферным давлением, разделяется смесь хлороформ — бензол. Тангенс угла наклона рабочей линии верхней части колонны — 0,715. Поверхность нагрева в кубе — 20 м<sup>2</sup>, коэффициент теплопередачи — 1 046,7 Вт/(м<sup>2</sup> · К). Избыточное давление греющего пара — 0,2 ат. Температуру кипения кубового остатка принять как для чистого бензола. Определить количество дистиллята (кмоль/ч) и расход греющего пара (кг/ч).

### *Вариант 4*

В ректификационную колонну непрерывного действия подается 1 000 кмоль/ч смеси, содержащей 30 % (мол.) пентана и 70 % (мол.) гексана. Состав дистиллята: 95 % (мол.) пентана и 5 % (мол.) гексана, а кубовый остаток содержит 90 % (мол.) гексана. Определить количество верхнего и нижнего продукта (в кг/ч), а также количество пара, конденсирующегося в дефлегматоре, если известно, что тангенс угла наклона рабочей линии укрепляющей части колонны равен 0,75.

### *Вариант 5*

В колонну подается смесь этилового спирта и воды с содержанием 40 % (масс.) легколетучего компонента. Количество пара, которое поступает в дефлегматор, составляет 1 000 кг/ч. Производительность колонны по дистилляту с содержанием спирта 95 % (масс.) составляет 350 кг/ч. Из куба отводится кубовая жидкость с содержанием 2,5 % (масс.) легколетучего компонента. Определить производительность колонны по кубовой жидкости, жидкости питания, флегмовое число и расход охлаждающей воды в дефлегматоре, если она нагревается на 12 К.

### *Вариант 6*

В ректификационной колонне непрерывного действия, работающей под атмосферным давлением, получается 200 кг/ч 55 % уксусной кислоты из исходной смеси, содержащей 31 %-й уксусной кислоты. Сверху колонны отгоняется вода, содержащая 2 %-й уксусной кислоты (все проценты мольные). Определить необходимое число тарелок в колонне при флегмовом числе 4 и КПД тарелок 0,8. Определить также расход греющего пара (кг/ч) под давлением 4 ат с влажностью 5 %.

### *Вариант 7*

Для обогрева куба ректификационной колонны, в которую подается на разделение 6 т/ч бензольно-толуольной смеси, имеется в распоряжении пар с избыточным давлением 1 ат. Концентрация исходной смеси — 32 % (масс.) бензола. Требуемая концентрация дистиллята — 97 % (масс.) бензола; кубового остатка — 95 % (масс.) толуола. Определить: 1) массовые расходы дистиллята и кубового остатка; 2) количество тарелок при числе флегмы 3,1 и при среднем КПД тарелок 0,71; 3) расход греющего пара (кг/ч) и расход воды в дефлегматоре (м<sup>3</sup>/ч) при нагреве воды в нем на 15 К. Влажность греющего пара — 5 %. Смесь характеризуется законом Рауля. Тепловые потери принять в размере 3 % от полезно затрачиваемого тепла. Питание подается при температуре кипения.

### *Вариант 8*

В ректификационную колонну непрерывного действия подается смесь вода — этиловый спирт, содержащая 10 % (масс.) спирта. Определить расход тепла в кубе колонны и количество отводимого тепла в дефлегматоре на 1 кг дистиллята, содержащего 94 % (масс.) спирта, если кубовый остаток практически не содержит спирта. Исходная смесь вводится в колонну при температуре 70 °С. Укрепляющая часть колонны работает с числом флегмы 4. Тепловыми потерями пренебречь. Температуру кипения дистиллята принять как для чистого легколетучего компонента.

### *Вариант 9*

В ректификационной колонне, работающей под атмосферным давлением, разделяется смесь хлороформ — бензол. Тангенс угла наклона рабочей линии верхней части колонны — 0,715. Поверхность нагрева в кубе — 20 м<sup>2</sup>, коэффициент теплопередачи — 1044 Вт/(м<sup>2</sup> · К), избыточное давление греющего пара — 0,2 ат. Температуру кипения кубового остатка принять как для чистого бензола. Определить количество дистиллята в кмоль/ч и расход греющего пара в кг/ч. Верхний продукт принять за чистый хлороформ.

### *Вариант 10*

В ректификационной колонне непрерывного действия разгоняется под атмосферным давлением 340 кмоль/ч смеси вода — уксусная кислота. Ордината точки пересечения рабочих линий — 0,48. Уравнение рабочей линии верхней части колонны  $y = 0,84x + 0,15$ . Количество пара, поступающего в дефлегматор, — 550 кмоль/ч. Определить количество кубового остатка (в кг/ч) и массовую концентрацию уксусной кислоты в нем.

### *Вариант 11*

В ректификационную колонну непрерывного действия, работающую под атмосферным давлением, подается 7,5 т/ч смеси гексана и гептана при температуре кипения, содержащей 42 % (масс.) гексана. Дистиллят требует получить с содержанием 95 % (масс.) гексана, в кубовом остатке допускается содержание гексана 3 %

(масс.). Определить: 1) расход дистиллята и кубового остатка в кг/ч; 2) число тарелок при числе флегмы 2,44, если на одну ступень изменения концентрации приходится 1,7 тарелки; 3) расход греющего пара (при избыточном давлении 3 ат в кубе колонны) и расход воды в дефлегматоре при нагревании воды на 15 К. Смесь подчиняется закону Рауля. Тепловыми потерями пренебречь.

#### *Вариант 12*

В ректификационной колонне непрерывного действия подвигается разделению смесь бензол — толуол, содержащая 40 % (масс.) бензола. Расход смеси — 3 000 кг/ч. Дистиллят содержит 97 % бензола, а кубовый остаток — 98 % толуола. Определить: 1) количество полученных продуктов; 2) число теоретических тарелок при бесконечном флегмовом числе; 3) число теоретических тарелок при флегмовом числе в 1,5 раза больше минимального.

#### *Вариант 13*

В тарельчатой ректификационной колонне непрерывного действия производительностью 1 000 кмоль/ч исходной смеси, содержащей 40 мольн.% метилового спирта и 60 мольн.% этилового спирта, надо получить дистиллят, содержащий 95 мольн.% метилового спирта, и остаток, содержащий 96,66 мольн.% этилового спирта. Колонна работает при атмосферном давлении. Определить минимальное число теоретических тарелок, число теоретических тарелок при флегмовом числе  $R = 1,5R_{\min}$  и действительное число тарелок.

#### *Вариант 14*

В тарельчатой ректификационной колонне подвергают ректификации 775,8 кмоль/ч дебутанизированного газойля для получения дистиллята, содержащего 94,3 мольн.% изопентана; остаток должен содержать 2,54 мольн.% изопентана. Колонна работает с флегмовым числом  $R = 2,8R_{\min}$ . Определить действительное число тарелок, если общий к. п. д. — 0,70. Состав исходной смеси (в мольн.%): *n*-бутан — 0,59; изопентан — 18,00; *n*-пентан — 27,5; циклопентан — 0,36; гексан — 53,55.

### Вариант 15

Определить оптимальное значение флегмового числа для колонны, в которой происходит ректификация смеси четыреххлористый углерод — толуол. Четыреххлористый углерод содержится: а) в исходной смеси 22 мольн.%; б) в дистилляте 90 мольн.%; в остатке 2,2 мольн. %.

### Вариант 16

Определить оптимальное флегмовое число для ректификационной колонны, в которой происходит разделение смеси метиловый спирт — вода. Концентрация метилового спирта в исходной смеси составляет 40 %; дистиллят содержит 98,5 %, а кубовый остаток — 1,5 % метилового спирта.

## Тема: «Сушка»

### Пример решения задачи

Найти движущую силу процесса сушки  $\Delta x_{\text{cp}}$  и  $\chi_{\text{cp}}$  для теоретической сушилки при следующих условиях:  $t_0 = 22^\circ\text{C}$ ,  $t_2 = 50^\circ\text{C}$ ,  $\varphi_0 = 0,75$ ,  $\varphi_2 = 0,45$ .

*Решение.* По диаграмме  $I - x$  находим:  $x_1 = 0,0125$  кг/кг;  $x_2 = 0,037$  кг/кг;  $x_{\text{нас}} = 0,043$  кг/кг;  $\nu \approx 37^\circ\text{C}$ .

$$\Delta x_{\text{cp}} = \frac{\Delta x_1 - \Delta x_2}{2,3 \lg \frac{\Delta x_1}{\Delta x_2}} = \frac{(0,043 - 0,0125) - (0,043 - 0,037)}{2,3 \lg \frac{0,043 - 0,0125}{0,043 - 0,037}} = 0,0152 \text{ кг/кг},$$

$$\chi_{\text{cp}} = \frac{\chi_1 - \chi_2}{2,3 \lg \frac{\chi_1}{\chi_2}} = \frac{(111 - 37) - (50 - 37)}{2,3 \lg \frac{111 - 37}{50 - 37}} = 35^\circ\text{C} = 35 \text{ К}.$$

### Вариант 1

В теоретической сушилке производительностью 600 кг/ч по высушиваемому материалу сушится материал от 35 до 8 % влажности (считая на общую массу). Показания психрометра, установленного



в помещении, из которого воздух поступает в калорифер:  $20\text{ }^{\circ}\text{C}$  — температура сухого термометра,  $15\text{ }^{\circ}\text{C}$  — температура «мокрого» термометра. Выходящий из сушилки воздух имеет температуру  $40\text{ }^{\circ}\text{C}$  и относительную влажность 0,7. Определить расход сухого греющего пара (кг/ч) и поверхность нагрева калорифера, если давление пара 2 ат и коэффициент теплопередачи  $31\text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{K})$ . Давление воздуха в сушилке — 745 мм рт. ст.

### *Вариант 2*

Воздух под давлением 745 мм рт. ст. с температурой  $60\text{ }^{\circ}\text{C}$  и относительной влажностью 0,2 охлаждается водой в кожухотрубчатом теплообменнике до температуры точки росы. Охлаждающая вода нагревается от 15 до  $25\text{ }^{\circ}\text{C}$ . Определить: 1) количество охлаждающего воздуха в кг/ч; 2) парциальное давление водяного пара и его объемный процент в воздухе; 3) количество охлаждающей воды в кг/ч, если поверхность теплообменника  $15\text{ м}^2$ , а коэффициент теплопередачи —  $46,5\text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{K})$ .

### *Вариант 3*

В теоретической сушилке производительностью 1 000 кг/ч влажного материала высушивается материал от 55 до 8 % влажности (на общую массу). Атмосферный воздух имеет температуру  $18\text{ }^{\circ}\text{C}$  и относительную влажность 70 % и нагревается в калорифере до  $120\text{ }^{\circ}\text{C}$ . Разность между температурой воздуха на выходе из сушилки и температурой мокрого термометра (потенциал сушки) равна 10 К. Определить расход воздуха и греющего пара в кг/ч, если давление пара — 2 ат, а степень сухости его — 90 %. Давление воздуха в сушилке — 745 мм рт. ст.

### *Вариант 4*

В теоретической сушилке производительностью 500 кг/ч по высушенному материалу высушивается материал от 70 до 10 % влажности (считая на общую массу). Показания психрометра атмосферного воздуха — 15 и  $20\text{ }^{\circ}\text{C}$ . Из сушилки воздух выходит с температурой  $45\text{ }^{\circ}\text{C}$  и относительной влажностью 50 %. Потери тепла в сушилке и калорифере составляют 8 % от расхода тепла в теоретической

сушилке. Определить поверхность нагрева калорифера и расход греющего пара (кг/ч) под давлением 2 ат с влажностью 5 %. Коэффициент теплопередачи в калорифере — 35,0 Вт/(м<sup>2</sup> · К). Давление воздуха в сушилке — 745 мм рт. ст.

#### *Вариант 5*

В теоретическую сушилку поступает материал с начальной влажностью 39 % и высушивается до влажности 3 % (масс.). Сушка производится воздухом, нагретым в калорифере до 210 °С. Количество воздуха, поступающего в сушилку, — 800 м<sup>3</sup>/с при н. у. и начальном влагосодержании 0,005 кг/(кг сух. возд.). Определить производительность сушилки в кг/ч по абсолютно сухому материалу. На выходе из сушилки воздух насыщен до 80 %. Давление воздуха в сушилке — 745 мм рт. ст.

#### *Вариант 6*

Расход пара в калорифере теоретической сушилки при избыточном давлении 2 ат и влажности 10 % составляет 200 кг/ч. Расход тепла на 10 % больше расхода тепла в теоретической сушилке. Поверхность нагрева калорифера 41 м<sup>2</sup>. Атмосферный воздух имеет температуру 25 °С и точку росы 10 °С. Процесс сушки идет при теплосодержании 100 кДж/кг. Парциальное давление водяного пара в воздухе, покидающем сушилку, — 25 мм рт. ст. Определить коэффициент теплопередачи в калорифере и производительность сушилки по влажному материалу, если поступающий в сушилку материал имеет влажность 60 %, а выходящий из сушилки — 10 % (считая на общую массу). Давление воздуха в сушилке — 745 мм рт. ст.

#### *Вариант 7*

В теоретической сушилке производительностью 500 кг/ч по абсолютно сухому продукту высушивается материал от 42 до 9 % влажности (по абсолютно сухому веществу). Температура воздуха на выходе из сушилки — 45 °С, а относительная влажность — 50 %. Определить расход сухого греющего пара (кг/ч) под давлением 2 ат и поверхность нагрева калорифера, если коэффициент теплопередачи калорифера равен 31,4 Вт/(м<sup>2</sup> · К). Потери тепла в окружающую

среду составляют 15 % от полезно затраченного тепла. Давление воздуха в сушилке — 745 мм рт. ст. Температура воздуха на входе в калорифер — 20 °С, а точка росы — его 8 °С.

#### *Вариант 8*

В теоретической сушилке производительностью 600 кг/ч абсолютно сухого материала высушивается материал от 35 до 8 % влажности (считая на общую массу). Показания психрометра, установленного в помещении, из которого воздух поступает в калорифер: 18 °С — температура сухого термометра, 15 °С — температура «мокрого» термометра. Выходящий из сушилки воздух имеет температуру 40 °С и относительную влажность 65 %. Определить расход сухого греющего пара (кг/ч) и поверхность нагрева калорифера, если давление пара 2 ат и коэффициент теплопередачи — 33 Вт/(м<sup>2</sup> · К). Давление воздуха в сушилке — 745 мм рт. ст.

#### *Вариант 9*

Найти температуру и влагосодержание воздуха, уходящего из теоретической сушилки, если средний потенциал сушки — 41 К. Воздух поступает в калорифер при температуре 15 °С и относительной влажности — 70 %. Энтальпия воздуха, поступающего из калорифера в сушилку, — 144,2 кДж/кг. Определить также температуру влажного материала в первом периоде сушки.

#### *Вариант 10*

Определить расходы воздуха в кг/ч и тепла в кВт на высушивание 100 кг материала от начальной влажности 50 % до конечной 10 % (считая на общую массу) в действительной сушилке при  $\Delta = -100$  ккал/кг испаренной воды. Воздух перед калорифером имеет температуру 10 °С и относительную влажность 90 %, на входе в сушилку температура воздуха — 60 °С, на выходе — 30 °С.

#### *Вариант 11*

Определить производительность по высушенному материалу в кг/ч и поверхность нагрева калорифера для теоретической сушилки. Начальная влажность материала — 40 %, конечная — 7 % (считая

на общую массу). Расход воздуха — 6 000 кг/ч, его энтальпия — 50 кДж/кг, парциальное давление водяного пара в нем — 12 мм рт. ст. Воздух в калорифере нагревается до 88 °С, а после сушилки выходит насыщенным на 85 %. Коэффициент теплопередачи в калорифере — 47 Вт/(м<sup>2</sup> · К). Избыточное давление греющего пара — 2 ат. Атмосферное давление — 745 мм рт. ст.

### *Вариант 12*

В теоретическую сушилку, работающую под атмосферным давлением 745 мм рт. ст., поступает 70 кг/ч материала с содержанием влаги 40 %. Конечное влагосодержание материала — 5 %. Воздух с относительной влажностью 70 % и температурой 15 °С подогревается в калорифере. Воздух, покидающий сушилку, имеет парциальное давление 27 мм рт. ст. и относительную влажность 60 %. Необходимо определить: 1) температуру воздуха после калорифера; 2) расход воздуха в кг/ч; 3) поверхность теплообмена калорифера при коэффициенте теплопередачи в нем — 30 Вт/(м<sup>2</sup> · К). Греющий пар имеет избыточное давление — 2 ат.

### *Вариант 13*

В барабанной сушилке высушивается 2 000 кг/ч продукта от 18 до 10 % (считая на общую массу). Теплоемкость высушенного продукта — 1,257 кДж/(кг · К). Показания психрометра перед калорифером — 10 и 20 °С. Относительная влажность воздуха после сушилки — 80 %, а температура его — 45 °С. Температура материала на входе в сушилку — 10 °С, на выходе — 100 °С. Рассчитать расход в кг/ч воздуха и тепла в кВт в действительной сушилке. Потери тепла принять равными расходу тепла на подогрев материала.

### *Вариант 14*

В теоретическую сушилку, работающую с промежуточным (ступенчатым) подогревом воздуха, поступает 1 800 кг/ч влажного материала с начальной влажностью 39 %. Конечная влажность — 8 % (считая на общую массу). Воздух на выходе из сушилки имеет температуру 45 °С. Температура атмосферного воздуха — 20 °С. Всего в сушильной установке три калорифера, в каждом из которых воздух

нагревается до  $70\text{ }^{\circ}\text{C}$ . После каждого калорифера воздух в сушилке насыщается водяным паром до  $\varphi = 0,7$ . Определить расход сухого воздуха ( $\text{кг/ч}$ ) и греющего пара ( $\text{кг/ч}$ ). Давление греющего пара —  $3\text{ ат}$ , влажность его —  $5\%$ . Дать схему процесса по диаграмме Рамзина.

#### *Вариант 15*

Влажный воздух с температурой  $130\text{ }^{\circ}\text{C}$  и относительной влажностью  $0,3$  находится под давлением  $7\text{ ат}$ . До какой температуры нужно охладить его, чтобы началась конденсация? Какая доля паров сконденсируется при охлаждении воздуха до  $10\text{ }^{\circ}\text{C}$ ?

#### *Вариант 16*

В теоретическую сушилку поступает воздух из калорифера с температурой  $85\text{ }^{\circ}\text{C}$ , при этом потенциал сушки составляет  $43\text{ К}$ . Потенциал сушки воздуха, покидающего сушилку, —  $8\text{ К}$ . Найти парциальное давление водяного пара в воздухе, уходящем из сушилки, и объемный процент водяного пара в нем, если давление в сушилке —  $745\text{ мм рт. ст.}$ . Определить также удельный расход воздуха.

#### *Вариант 17*

Часовая производительность теоретической сушилки —  $3000\text{ кг/ч}$  абсолютно сухой целлюлозы. Начальная влажность —  $45\%$ , конечная —  $10\%$  (считая на абсолютно сухое вещество). Воздух, которым производится сушка, имеет начальную температуру  $10\text{ }^{\circ}\text{C}$  и относительную влажность  $40\%$ . Воздух после сушилки выходит с температурой на  $25\text{ К}$  выше температуры мокрого термометра. Определить расход греющего пара ( $\text{кг/ч}$ ) под давлением  $2\text{ ат}$  в калорифере и его поверхность нагрева, если воздух в нем нагревается до  $100\text{ }^{\circ}\text{C}$ , а коэффициент теплопередачи равен  $30\text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}$ . Степень сухого пара —  $95\%$ . Потери тепла составляют  $8\%$  от полезно затраченного. Определить также движущую силу процесса в  $\text{мм рт. ст.}$  для первого периода сушки. Давление воздуха в сушилке —  $745\text{ мм рт. ст.}$

#### *Вариант 18*

Найти расход воздуха в теоретической сушилке ( $\text{кг/ч}$ ), расход тепла на калорифер ( $\text{кВт}$ ) и поверхность калорифера при следующих

условиях: температура воздуха на входе в калорифер — 20 °С и его точка росы — 14 °С. Воздух из сушилки имеет парциальное давление 35 мм рт. ст. и относительную влажность 85 %. Материал высушивается от 50 до 13 % (считая общую массу). Производительность сушилки по абсолютно сухому материалу — 1 т/ч. Потери тепла составляют 15 % от общего количества тепла. Принять коэффициент теплопередачи в калорифере равным 35 Вт/(м<sup>2</sup> · К). Давление сухого греющего пара — 2 ат.

#### *Вариант 19*

1 000 кг/ч материала с начальной влажностью 50 % высушивается до конечной влажности 8 % (считая на общую массу). Высушивание производится в атмосферной воздушной сушилке при температуре материала 40 °С (в первом периоде). Атмосферный воздух имеет температуру 20 °С и относительную влажность 70 %, уходящий из сушилки воздух имеет температуру 55 °С. Влажный материал поступает в сушилку при 15 °С, а выходит при 40 °С. Удельная теплоемкость высушенного материала —  $1,26 \cdot 10^3$  Дж/(кг · К). Пренебрегая потерями тепла в окружающую среду, определить удельные расходы тепла (кДж/кг) и воздуха (кг/кг).

#### *Вариант 20*

Воздух перед поступлением в теоретическую сушилку подогревается в калорифере до 113 °С. При выходе из сушилки температура воздуха — 60 °С и относительная влажность — 0,3. Определить температуру точки росы воздуха, поступающего в калорифер, движущую силу процесса сушки в мм рт. ст. для периода постоянной скорости сушки, средний потенциал сушки и удельные расходы воздуха и тепла, если воздух на входе в калорифер имеет относительную влажность 60 %.

#### *Вариант 21*

Определить расход воздуха, расход греющего пара и его давление для противоточной воздушной сушилки производительностью 600 кг/ч влажного материала от 50 до 9 % (считая на общую массу). Воздух, поступающий в калорифер, имеет температуру 10 °С

и относительную влажность 80 %. Воздух, выходящий из сушилки, имеет температуру 50 °С и относительную влажность 50 %. Влажность греющего пара 6 %. Расчет произвести для действительной сушилки, принимая температуру материала в ней на выходе 16 °С, на входе 55 °С. Удельная теплоемкость высушенного материала — 1,68 кДж/(кг · К). Потери тепла сушилкой и калорифером в окружающую среду составляют 10 % от количества тепла, передаваемого воздуху в калорифере. Температуру греющего пара принять на 20 К выше температуры воздуха на выходе их калорифера.

### *Вариант 22*

В теоретическую сушилку, работающую с промежуточным (ступенчатым) подогревом воздуха, поступает влажный материал с начальной влажностью 40 и конечной 8 % (масс.) (считая на общую массу). Производительность сушилки по высушенному материалу — 1 200 кг/ч. Воздух на выходе из сушилки имеет температуру 45 °С. Температура атмосферного воздуха — 15 °С. Всего в сушильной установке два калорифера, в каждом воздух нагревается до 90 °С. После каждого калорифера воздух в сушилке насыщается водяным паром до относительной влажности 70 %. Определить расход сухого воздуха и греющего пара в кг/ч. Давление греющего пара — 2 избыточных атмосферы, влажность его — 6 %. Дать схему процесса по диаграмме  $I - x$ .

### *Вариант 23*

Определить расход воздуха в кг/ч, расход греющего пара в кг/ч, требуемое его давление и поверхность нагрева калорифера для теоретической сушилки производительностью 600 кг/ч влажного материала. Влажность материала изменяется от 50 до 10 % (масс.) (считая общую массу). Воздух, поступающий в калорифер, имеет температуру 10 и точку росы 8 °С. Воздух, выходящий из сушилки, имеет температуру 50 °С и парциальное давление 65 мм рт. ст. Температуру греющего пара принять на 18 К выше температуры воздуха на выходе из калорифера. Потери тепла составляют 6 % от полезно затраченного тепла. Коэффициент теплопередачи в калорифере — 35 Вт/(м<sup>2</sup> · К). Давление воздуха в сушилке — 745 мм рт. ст.

## РЕКОМЕНДУЕМАЯ ЛИТЕРАТУРА

1. *Дытнерский Ю. И.* Процессы и аппараты химической технологии : учебник для вузов : в 2 ч. Ч. 2 / Ю. И. Дытнерский. М. : Химия, 1995. 368 с.
2. *Касаткин А. Г.* Основные процессы и аппараты химической технологии: учебник для вузов / А. Г. Касаткин. М. : Альянс, 2009. 750 с.
3. *Павлов К. Ф.* Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии : учеб. пособие для вузов / К. Ф. Павлов, П. Г. Романков, А. А. Носков ; под ред. П. Г. Романкова. Изд. 11-е, стер. М. : (ОАО Ярослав. полигр. комб.). 575 с.



*Учебное издание*

Долматова Мария Олеговна

ТЕПЛОВЫЕ  
И МАССООБМЕННЫЕ ПРОЦЕССЫ  
В ХИМИЧЕСКОЙ ТЕХНОЛОГИИ

Учебное пособие

Заведующий редакцией *М. А. Овечкина*

Редактор *Е. Е. Крамаревская*

Корректор *Е. Е. Крамаревская*

Компьютерная верстка *В. К. Матвеев*

Подписано в печать 14.02.2019. Формат 60×84 <sup>1</sup>/<sub>16</sub>.  
Бумага офсетная. Цифровая печать. Усл. печ. л. 5,58.  
Уч.-изд. л. 3,8. Тираж 40 экз. Заказ 8.

Издательство Уральского университета  
Редакционно-издательский отдел ИПЦ УрФУ  
620083, Екатеринбург, ул. Тургенева, 4  
Тел.: +7 (343) 389-94-79, 350-43-28  
E-mail: rio.marina.ovechkina@mail.ru

Отпечатано в Издательско-полиграфическом центре УрФУ  
620083, Екатеринбург, ул. Тургенева, 4  
Тел.: +7 (343) 358-93-06, 350-58-20, 350-90-13  
Факс: +7 (343) 358-93-06  
<http://print.urfu.ru>



